

Dipl.-Ing. Walter H. Duda

CEMENT-DATA-BOOK

Band 1

Internationale Verfahrenstechniken
der Zementindustrie

Volume 1

International Process Engineering
in the Cement Industry

Zweisprachig

Bilingual

3., neubearbeitete und
erweiterte Auflage

3rd, revised and
enlarged new edition

BAUVERLAG GMBH · WIESBADEN UND BERLIN

CIP-Kurztitelaufnahme der Deutschen Bibliothek

Duda, Walter H.:

Cement data book / Walter H. Duda. — Wiesbaden;
Berlin: Bauverlag

Bd. 1 bis 2. Aufl. außerdem im Verl.
Macdonald and Evans, London

Bd. 1. Duda, Walter H.: Internationale Verfahrenstechniken der Zementindustrie. — 3.,
neubearb. u. erw. Aufl. — 1985

Duda, Walter H.:

Internationale Verfahrenstechniken der Zement-
industrie: zweisprachig = International process
engineering in the cement industry / Walter H.
Duda. — 3., Neubearb. u. erw. Aufl. — Wiesbaden;
Berlin: Bauverlag, 1985.

(Cement data book / Walter H. Duda; Bd. 1)
ISBN 3-7625-2137-9

1. Auflage 1976

2. Auflage 1977

3. Auflage 1985

Library of Congress Nr. 76-463320

Das Werk ist urheberrechtlich geschützt. Die dadurch
begründeten Rechte, insbesondere die der Übersetzung, des
Nachdruckes, der Entnahme von Abbildungen, der
Funksendung, der Wiedergabe auf photomechanischem oder
ähnlichem Wege (Fotokopie, Mikrokopie) und der
Speicherung in Datenverarbeitungsanlagen, bleiben, auch
bei nur auszugsweiser Verwertung, vorbehalten.

© 1985 Bauverlag GmbH, Wiesbaden und Berlin

Verantwortlich für Anzeigen: F. K. Müller und
G. Jung, Wiesbaden

Druck: Pfälzische Verlagsanstalt GmbH, Landau

Druck des Anzeigenteils: G. Zeidler, Wiesbaden-Biebrich

Buchbinderei: C. Fikentscher, Darmstadt

ISBN 3-7625-2137-9

Vorwort zur 3. Auflage

Die Zielsetzung, die der ersten und zweiten Auflage des 1. Bandes des Cement-Data-Book gegeben wurde, nämlich die in der Zementindustrie international bekannten Verfahren und maschinellen Einrichtungen in Kurzdarstellungen zu beschreiben und damit dem Zementingenieur eine Auswertung der zur Verfügung stehenden Möglichkeiten zu geben, ist auch bei dieser 3. Auflage des 1. Bandes des Cement-Data-Book die Richtlinie geblieben.

Die maschinellen Einrichtungen der Zementindustrie haben sich seit dem Erscheinen der beiden früheren Auflagen dieses Bandes im Jahre 1976 bzw. 1977 im wesentlichen durch die Einführung der Vorcalciniierung geändert.

Die Kohlefeuerung der Drehöfen hat sich weitgehend verbreitet, und die damit verbundenen Sicherheitsvorschriften haben der Zementindustrie in einigen Ländern weitere Auflagen erbracht.

Die verschiedenen Maschinenaggregate, die seit vielen Jahren in der Zementindustrie Anwendung finden, wurden von den Herstellern weiterentwickelt und auf den neuesten Stand der Technik gebracht.

In den USA wurde seit Herausgabe der 2. Auflage des CDB-1 im Jahre 1977 in der Zementindustrie das metrische bzw. das SI-Maßsystem eingeführt.

Diese Entwicklungen wurden weitgehend in dieser dritten Auflage berücksichtigt, und das alte US-Maßsystem wurde durch das metrische System im englischen Text ersetzt.

In allen drei Auflagen dieses Bandes befassen sich die beiden ersten Kapitel mit den Mineralien und der Berechnung der Rohmehlzusammensetzung. Obwohl diese Ausführungen seit Jahrzehnten das Grundwissen eines Zementingenieurs und Chemikers darstellen, sind sie besonders wichtig bei der Anwendung wärmesparender Brennverfahren. Wenn früher, bei langen Drehöfen gegen die durch Erfahrung errechneten Werte der Kalksättigung und der Silikat- und Tonerde-Moduli in etwa verstoßen werden konnte, führen solche Verstöße bei den heute angewandten wärmesparenden Brennverfahren zu erhöhtem Wärmeverbrauch und bzw. oder zu betrieblichen Schwierigkeiten oft von erheblichem Ausmaß. Keine noch so hoch entwickelte elektronische Steuerung oder Automatisierung der Ofensysteme, wie sie in Band 2 des Cement-Data-Book beschrieben sind, kann die Mißachtung dieser fundamentalen Bedingungen der Rohmehlzusammensetzung ausgleichen.

Preface for the 3rd edition

The objective which was the guideline of the first and second edition of the Cement-Data-Book, volume 1, namely the versatile description of internationally known production processes and machinery arrangements, to enable cement engineers an evaluation of the many available possibilities, was also maintained for this third edition of the Cement-Data-Book, volume 1.

Since the printing of the first and second edition of this book in 1976 and 1977 respectively, the main advancement came with the introduction of the precalcining process.

The use of coal for the firing of rotary kilns did substantially increase, and with this also the introduction of new safety regulations in many countries.

The various items of machinery and equipment which in the cement industry are in use for many years, were further developed by the machinery manufacturers, which brought them up to the latest technical standards.

Since publication of the 2nd edition of the CDB-1 in 1977, the cement industry in the USA adopted the metric and the SI-system respectively as the standard of measurements.

All of these developments are incorporated in this third edition, and the old US-system of measurement was largely replaced in the English text by the metric system.

In all three editions of this volume, the first two chapters deal with the minerals, and the calculation of the raw mix composition. These data, formulas, and calculations are based on long term practical experiences, and known for decades; they form the basis of the special know-how of a cement engineer and chemist. However, since the introduction of fuel saving pyroprocessing systems, their importance increased. In the past when operating long rotary kilns, it was possible to tolerate larger deviations in lime saturation and in the ratios of silica and alumina. Today, using fuel saving pyroprocessing systems, such larger deviations increase the heat consumption, and/or lead to operational difficulties often of sizable dimensions. No electronic control arrangement or automation of the kiln systems, irrespective of its sophistication and latest standard, as described in volume 2 of the Cement-Data-Book, can off-set the negligence in raw mix composition.

Allen Zement-Maschinenbauunternehmen danke ich für das zur Verfügung gestellte Material, ohne deren Mithilfe es kaum möglich gewesen wäre, dieses Buch auf den neuesten Stand der Technik zu bringen. Herrn J. H. Herz danke ich für seine Beratungen und Mithilfe bei der Beschaffung von Material. Dem Mitarbeiterstab des Bauverlages danke ich für die wertvollen Ratschläge und dem Verlag insgesamt für die vorbildliche Ausstattung der 3. Auflage des Cement-Data-Book 1.

Walter H. Duda

Allentown, Pennsylvania, USA

I thank all cement machinery manufacturers for their cooperation, and for supplying of information. Without their cooperation it would hardly be possible to bring this book up-to-date. I thank my friend Joe H. Herz for his consultations and help in getting many of these informations. And I also thank the staff of the publishing house Bauverlag for its numerous valuable suggestions. The meticulous attention of the publisher for the fine appearance of the 3rd edition of this volume of the Cement-Data-Book is to be commended.

Vorwort zur 2. Auflage

Wenige Monate nach Erscheinen war die 1. Auflage dieses Buches vergriffen. Der Bitte, Anregungen zur Ergänzung und Abrundung des Werkes zu geben, haben dankenswerterweise viele Fachleute in der ganzen Welt entsprochen. Mit Hilfe dieser Unterlagen konnte das Buch in der 2. Auflage entscheidend ausgebaut werden zu einem längerfristig gültigen Nachschlagewerk der internationalen Zementindustrie.

Verfasser und Verlag

Preface for the 2nd Edition

A few months after its publication, the 1st edition of this book was sold out. The request to suggest additions and completions to this book was answered by many experts from all over the world, for which the undersigned express their gratitude. With the help of these particulars it was possible to decisively extend the 2nd edition of this book, to make it a longer lasting reference book of the international cement industry.

Author and Publisher

Vorwort

Die Zielsetzung bei der Bearbeitung des Zement-Datenbuches war, eine möglichst vielseitige Kurzdarstellung der heute international in der Zementindustrie angewendeten Herstellungsverfahren, Maschinen und Anlagen zu geben, mit besonderer Hervorkehrung von Zahlenmaterial, Diagrammen und Tabellen. Unter Beschränkung auf das Wesentliche soll es dem Zementingenieur schnell auswertbare Unterlagen bereithalten.

Von einer Wertung der Verfahren wurde abgesehen, da dies, vom internationalen Standpunkt gesehen, weitgehend unmöglich ist. Verfahren und Produktionsanlagen, die sich in einem Lande bewährt haben und deshalb bevorzugt werden, sind oft unter veränderten geographischen, technischen und wirtschaftlichen Verhältnissen sowie bei abweichender Kapazität des einzelnen Werkes anderswo weniger geeignet. Nur wenn besondere Eigenschaften, Anwendungsbereiche oder Anwendungsbegrenzungen zweifelsfrei feststehen, wird darauf hingewiesen. Prozeßmethoden, die keine Zukunftsbedeutung mehr haben, wurden mit Rücksicht auf den Umfang des Buches nicht aufgenommen. Ebenso wurden noch im Frühstadium der Entwicklung befindliche Verfahren weniger berücksichtigt, um späteren fundierten Erkenntnissen nicht vorzugreifen.

Bei der Bearbeitung des Buches wurden hauptsächlich angelsächsische, deutsche und slawische Quellen gleichwertig ausgewertet. Französische und japanische Quellen wurden ebenfalls berücksichtigt.

Sicherlich wird dieses Zement-Datenbuch zugleich den internationalen Erfahrungsaustausch fördern, indem Daten, Berechnungsmethoden usw., die vielleicht wegen sprachlicher Verständigungsschwierigkeiten nur regional bekannt sind, schnell nachzuschlagen sind.

Preface

The objective in writing the Cement-Data-Book was to offer a concise, versatile description of production processes and arrangements as well as of machinery at this time internationally applied in the cement industry. Special attention was paid to numerical data, diagrams, and tables. Essentially, this monograph should supply the cement engineer with basic data for quick consultation.

An evaluation of the processes was not intended, since this is quite impossible when looked at from an international point of view. Production processes and arrangements which proved satisfactory in one country, are elsewhere less preferred, when considering different geographical, technical and economic conditions with different capacities of the particular cement plants. Only in so far as special properties, ranges of application or limits are unquestionably established as a fact, are they referred to. With regard to the extent of the book, process methods with no importance for the future, were omitted. Similarly, processes in the early stages of development were omitted, lest later findings be prejudged.

When compiling the book, references of Anglo-Saxon, German, and Slavic origin were equally evaluated. Also French and Japanese sources were considered.

Hopefully, this Cement-Data-Book will simultaneously promote an international exchange of experience, data, calculating methods, etc., and make language difficulties less noticeable and tolerable, especially in the case of regional peculiarities.

Durch die vom Bauverlag angeregte Zweisprachigkeit des Buches wird den deutschsprachigen Benutzern mit dem unmittelbar danebenstehenden englischen Text das Einlesen in die angelsächsische Zementfachsprache außerordentlich erleichtert. Leser der englischen Fassung gewinnen durch dieses Buch eine Hilfe beim Verständnis deutschsprachiger Darstellungen über Zementtechnik.

Die deutsche Fassung bringt Daten, Formeln und Berechnungsbeispiele vorwiegend nach dem metrischen System, die englische Fassung unmittelbar vergleichbar nach dem in den Vereinigten Staaten gebräuchlichen Maßsystem. Von den metrischen Einheiten werden diejenigen angewendet, die in der Zementindustrie des metrischen Raumes allgemein in Gebrauch sind. Damit wurde von der Benutzung einiger SI-Einheiten abgesehen. Da in manchen Ländern heute das metrische und das US-Maßsystem nebeneinander verwendet werden, dürfte die Gegenüberstellung der beiden Systeme jedem Zementfachmann eine willkommene Hilfe bei der Einarbeitung in die Anwendung des ihm fremden oder weniger geläufigen Maßsystems leisten.

Um Zahlen in beiden Sprachteilen des Buches einheitlich zu gestalten, wurden — wie in den Vereinigten Staaten — Kommata für die Markierung von Tausenden und Punkte für die Abgrenzung ganzer Zahlen von Dezimalstellen benutzt.

Der gegenwärtigen kritischen Weltenergie-Situation entsprechend wurde das Kapitel „Brennstoffe in der Zementindustrie“ besonders ausführlich gehalten. Die Kohle, von der zu erwarten ist, daß sie vielfach das Heizöl in der Zementindustrie ersetzen wird, wurde eingehend erörtert; dasselbe gilt für die Kohlenstaubfeuerung. Der Abschnitt „Mahlmethoden im Entwicklungszustand“ ist als Anregung für eine eventuelle Weiterentwicklung energiesparender Mahlprozesse gedacht.

Für das von verschiedenen Firmen bereitwillig zur Verfügung gestellte Bild- und Zahlenmaterial danke ich an dieser Stelle nochmals. Ebenfalls danke ich Herrn Bibliothekar George Yashur, M.L.S., für wertvolle bibliographische Hilfeleistung. Meiner Frau Helene gebührt mein Dank für den freiwilligen Verzicht auf so manche schöne Wochenendfahrt, wodurch sie es mir ermöglichte, an diesem Buch neben meiner Berufstätigkeit zu arbeiten. Herrn Reinhart Knapp vom Bauverlag danke ich für zahlreiche wertvolle Ratschläge sowie für die Geduld bei der Fertigstellung des Manuskriptes. Für die vorbildliche Ausstattung des Buches bin ich dem Bauverlag zu Dank verpflichtet.

Walter H. Duda

Allentown, Pennsylvania, USA

The bilingual arrangement of the monograph which was suggested by the publishing house Bauverlag, should aid both the German and the Anglo-Saxon reader in understanding the technical terminology of the cement industry by the immediate juxtaposition of the German and English text.

Data, formulae, calculating examples of the German version are predominantly in the metric system; the English version, directly comparable, is in the U.S. customary system of weights and measures. Only those metric units are applied which are commonly used in the cement industry of the metric countries. This resulted in the omission of some SI units. Since in some countries the metric system is used side by side with U.S. customary units of weights and measures, the comparison of the two systems might be an appropriate help for cement experts to get acquainted with the application of an unaccustomed or less familiar system of measurement.

To keep grouping of numbers in both language parts of the book uniform, the American system was applied throughout, using commas as punctuation marks for thousands, and periods for the separation of integers from decimals.

To comply with the current critical world energy situation, the chapter "Fuels in the cement industry" was treated in greater details. Coal, which is expected to replace, in many cases, fuel oil in the cement industry, was discussed thoroughly; the same applies for coal dust firing. The chapter "Grinding methods in the stage of development" is presented as an impetus for possible further development of energy saving grinding processes.

Once again I want to express my appreciation to various firms for their generosity in supplying illustrative material and numerical data. Acknowledgement is extended to librarian Mr. George Yashur, M.L.S., for valuable bibliographical assistance. Gratitude is also due to my wife Helen, for the voluntary renunciation of many a beautiful weekend trip, thus enabling me to work on the book in addition to my professional activity. Further, thanks are expressed to Mr. Reinhart Knapp from the Bauverlag, for numerous valuable suggestions as well as for patience when compiling the manuscript. The meticulous attention of the publisher to the physical appearance of the book in every respect, is to be commended.

Zu diesem Buch:

Dieses in mehrjähriger Arbeit entstandene Werk stieß schon vor Erscheinen auf ein ungewöhnlich starkes Interesse. Seine Besonderheit liegt darin, daß im Rahmen einer breit angelegten Literaturlauswertung unter anderem auch über solche Erkenntnisse, Berechnungsmethoden und Verfahren berichtet wird, die vornehmlich regional bekannt sind bzw. angewendet werden. Damit leistet es einen wichtigen Beitrag zur gegenseitigen Unterrichtung der Zementfachleute unterschiedlicher Sprachräume und geografischer Arbeitsbereiche, die dementsprechend auch über einen unterschiedlichen Erfahrungsschatz verfügen. Hierin dürfte eine nicht unerhebliche Bedeutung dieses Buches liegen. Es erleichtert dem einzelnen Leser, sich in die Denk- und Arbeitsweise eines fremden Partners hineinzudenken.

Um den Umfang des Buches in Grenzen zu halten, werden vorzugsweise die für die Alltagsarbeit wichtigen Literaturstellen wiedergegeben. Es könnte vorkommen, daß diese nicht immer allgemein gültig sind. Wer sich über die Voraussetzungen unterrichten will, auf denen diese beruhen, muß die Originalliteratur heranziehen.

Wir danken allen Fachleuten, die sich im Laufe der Entstehung dieses Buches beratend zur Verfügung stellten.

Alle Leser dieses Buches sind eingeladen, Vorschläge zur Fortführung und Verbesserung dieses Werkes zu machen. Sie werden in späteren Auflagen berücksichtigt werden. Hinweise und Anregungen bitten wir an den Verlag zu senden, der sie an den Verfasser weiterleiten wird.

Publisher's Preface

This book, a result of several years of work, caused unusual interest even before it was published. Its uniqueness results from the fact that within the frame of an extensively prepared evaluation of references, it also contains reports of know-how, calculation methods and production processes, which in many cases are only regionally known and applied. Thus, it fulfils an important contribution for mutual information of cement experts from various language areas and geographical working spheres, discussing different fields of experience. This might to a certain extent contribute to the significance of the book. It facilitates the particular reader to perceive the way of thinking as well as the working methods of a foreign partner.

To keep the extent of the book within reasonable limits, preference was given only to such references, which are of importance to everyday work. Some references might not always be generally applicable. Whoever wants to get more detailed information, must refer to the original literature. All readers of this book are invited to submit suggestions for the continuation and improvement of the monograph. They will be considered in later editions. Hints and suggestions might be forwarded either to the publisher or to the author.

BAUVERLAG GMBH
D 6200 Wiesbaden
P.O.Box 1460
Federal Republic of Germany

Inhaltsübersicht

Contents

		Seite/page
1. Rohstoffe	Raw materials	
1.1. Kalkkomponente	Lime component	1
1.1.1. Kalkstein	Limestone	1
1.1.2. Kreide	Chalk	1
1.1.3. Mergel	Marl	1
1.2. Tonkomponente	Clay component	2
1.3. Korrekturbestandteile	Corrective ingredients	3
1.4. Nebenbestandteile der Rohstoffe	Auxiliary components of cement raw materials	4
1.4.1. Magnesiumoxid	Magnesium oxide	5
1.4.2. Alkalien	Alkalies	5
1.4.3. Schwefel	Sulfur	5
1.4.4. Chlorid	Chloride	6
1.4.5. Fluoridgehalt	Fluoride content	7
1.4.6. Phosphorgehalt	Phosphorus content	8
1.5. Mineralphasen des Portlandzementklinkers	Mineral phases of the Portland cement clinker	8
1.6. Potentielle Klinkerzusammensetzung	Potential clinker composition	10
1.7. Zement-Moduln	Cement modules	13
1.7.1. Hydraulischer Modul	Hydraulic modulus	13
1.7.2. Silikatmodul	Silica ratio	13
1.7.3. Tonerdemodul	Alumina ratio	14
1.8. Kalkformeln	Lime formulas	14
1.8.1. Kalksättigungsgrad	Lime saturation factor	14
1.8.2. Kalkstandard	Lime standard	16
1.9. Sonstige Moduln	Other modules	17
2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung	Calculation of raw mix composition	
2.1. Rechenkreuzverfahren	Alligation alternate method	19
2.2. Berechnung nach dem hydraulischen Modul	Calculation based on the hydraulic module	19
2.3. Berechnung nach dem Kalksättigungsgrad	Calculation based on lime saturation factor	20
2.4. Berechnung mit Kalksättigungsgrad und Silikatmodul	Calculation with lime saturation factor and silica ratio	22
2.5. Berechnung der vom Klinker absorbierten Menge Kohlenasche	Calculation of the quantity of coal ash absorbed by the clinker	23
2.6. Berechnung mit vier Rohstoffkomponenten	Calculation with four raw material components	26
2.7. Rohmehlberechnung nach dem gesuchten potentiellen Gehalt an Klinkermineralien	Raw mix calculation to find the required amount of potential clinker compounds	31
2.8. Oxidgehalte und potentielle Zusammensetzung	Oxide contents and potential composition	32
		36
3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe	Coarse size reduction of raw materials	
3.1. Zerkleinerungsmaschinen und -methoden	Size reduction machinery and methods	39
3.2. Systematische Übersicht	Systematic survey	39
3.3. Zerkleinerungsgrad	Reduction ratio	39
3.4. Oberflächenerzeugung und Arbeitsbedarf	Generation of surface and power requirement	40
3.5. Auswahl der Brechergrößen	Selection of crusher sizes	42
3.6. Backenbrecher	Jaw crusher	43
3.7. Kegelsbrecher	Cone crusher	44
3.8. Rundbrecher	Gyratory crusher	55
3.9. Flachkegel- oder Symonsbrecher	Cone or Symons-Crusher	56
3.10. Walzenbrecher	Roller crusher	61
		63

			Seite/page
3.11.	Hammerbrecher	Hammer crusher	66
3.12.	Prallbrecher	Impact crusher	74
3.13.	Compound Prallbrecher	Compound impact crusher	81
3.14.	Prall-Hammerbrecher	Impact-hammer crusher	81
4.	Rohstofftrocknung	Drying of raw materials	84
4.1.	Gegenstromtrockner	Counter-flow dryers	84
4.2.	Gleichstromtrockner	Parallel-flow dryers	85
4.3.	Wahl des Trommeltrockners	Selection of the drum dryer	85
4.4.	Art der Feuchtigkeit	Kind of moisture	86
4.5.	Wärmeaustausch	Heat transfer	86
4.6.	Temperaturen	Temperatures	87
4.7.	Druckabfall	Pressure drop	88
4.8.	Einbauten	Inserts	88
4.9.	Füllungsgrad	Hold-up	89
4.10.	Spezifischer Wärmeverbrauch	Specific heat consumption	89
4.11.	Wärmebilanz des Trommeltrockners	Heat balance of the drum dryer	90
4.12.	Spezifische Verdampfungsleistung	Rate of evaporation	90
4.13.	Durchsatzzahlen von Trommeltrocknern	Capacities of drum dryers	91
4.14.	Brennstoffe	Fuels	91
4.15.	Materialtransport im Trommeltrockner	Material passage through drum dryers	92
4.16.	Mahlrocknung	Drying-grinding	93
4.16.1.	Mahlrocknung in Rohrmühlen	Drying-grinding in ball mills	94
4.16.2.	Trocknung im Windsichter	Drying in mechanical air separator	96
4.16.3.	Mahlrocknung in Luftstrommühlen	Drying-grinding in air-swept mills	98
4.16.4.	Mahlrocknung in Rollenmühlen	Drying-grinding in roller mills	99
4.16.5.	Schnelltrockner	Rapid dryers	100
4.16.6.	Polysius-Aerofall-Mühle als Mahltrockner	The Polysius-Aerofall-mill as a drying-grinding plant	101
4.17.	Pralltrocknung	Impact drying	104
4.18.	Die Tandem-Mahlrocknungsanlage	The Tandem drying-grinding plant	105
4.19.	Schlagpralltrockner	Dryer-Pulverizer	107
4.20.	Doppelrotator-Mühle	Double Rotator mill	110
4.21.	Arbeitsbedarf verschiedener Mahltrocknungssysteme	Power requirements of various drying-grinding systems	113
4.22.	Entstaubung beim Trocknen	Drying and dust collection	114
5.	Mahlung in der Zementerzeugung	Cement production and grinding	117
5.1.	Kritische Mühlendrehzahl	Critical mill speed	117
5.2.	Anhebungswinkel der Mahlkugeln	Dynamic angle of repose of grinding balls	119
5.3.	Verteilung der Mahlkörper im Mühlenquerschnitt	Distribution of grinding media in the mill cross section	120
5.4.	Anzahl der Mahlkugelschläge pro Umdrehung	Number of grinding ball impacts per revolution	120
5.5.	Anzahl der Kugelschläge auf das Mahlgut	Number of ball impacts on mill feed	120
5.6.	Mahlkörperfüllung in Mühlen	Grinding ball charge in mills	121
5.7.	Gesamtladung von Mahlkörpern	Total grinding ball charges	122
5.8.	Hinweise für Mühlenfüllungen	Hints for mill charging	122
5.9.	Mahlkörper- und Mahlgutfüllung	Grinding ball charge and clinker load	123
5.10.	Mühlenfüllung mit Mahlkörpern	Mill charge with grinding media	124
5.11.	Mahlkugel-Formel	Ball size formula	126
6.	Mahl-Arbeitsindex gemäß Bond	Grinding work index according to Bond	129
6.1.	Hardgrove Mahlbarkeits-Index	Hardgrove grindability ratings	129
6.2.	Die Starke-Formel	The Starke-formula	130
6.3.	Mühlen-Leistungsbedarf	Ball mill power demand	131
6.4.	Spezifische Oberfläche und Korngröße	Specific surface and particle size	133
6.5.	Umrechnung auf Durchlaufmahlung	Conversion to open-circuit grinding	134

		Seite/page
6.6.	Kugelmühlen-Leistung	Ball mill capacity 134
6.6.1.	Gemäß Towarow	According to Towarov 134
6.6.2.	Gemäß Jacob	According to Jacob 137
6.7.	Leistungsbedarf verschiedener Mahlsysteme	Power demand of various grinding systems 139
7.	Mahlkugel-Daten	Grinding ball data 140
7.1.	Abmessungen und Gewicht von Mahlkugeln	Sizes and weight of grinding balls 140
7.1.1.	Metrische Angaben	Data in metric units 140
7.1.2.	Angaben in U.S.-Maßeinheiten	Data in U.S. customary units 140
7.2.	Chemische Zusammensetzung von Mahlkugeln	Chemical composition of grinding balls 141
7.3.	Härte von Mahlkugeln aus legiertem Schmiedestahl	Hardness of grinding balls of forged alloy steel 141
7.4.	Metallverschleiß beim Mahlen	Metal wear and grinding 142
7.4.1.	Mechanochemische Reaktionen	Mechanochemical reactions 142
7.5.	Mahlkugelveschleiß	Wear rates of grinding balls 142
7.6.	Ni-Hard-Werkstoff in der Hartzerkleinerung	Comminution with Ni-Hard material 144
7.7.	Lineare Verschleißgeschwindigkeit von Cr-Mo-Stahl in μm pro Mahlstunde	Linear wear rate of Cr-Mo-Steel in microns per hour of grinding 145
7.7.1.	Spezifischer Verschleiß	Specific wear 145
7.7.2.	Verbesserung des spezifischen Mahlkörperverschleißes	Improvement in the specific wear rate of grinding media 145
7.7.3.	Verschleiß hochverschleißfester Mahlkugeln (59 Rc) in Durchlauf-Zementmühlen	Wear of high wear resistant grinding balls (59 Rc) in open circuit finish grinding mills 146
7.7.4.	Spezifischer Verbrauch von unlegiertem Verschleißmaterial für Kohlemühlen	Specific wear rates of unalloyed wear media in coal grinding mills 146
7.7.5.	Spezifische Verschleißwerte von Mahlkugeln hoher Härte in Zementmühlen	Specific wear rates of wear resistant grinding balls in finish mills 147
7.7.6.	Verschleißzahlen in g/kWh	Wear rates, grams per kWh 147
7.7.7.	Verschleißzahlen der sowjetischen Zementindustrie	Wear rates of the Soviet cement industry 147
7.7.8.	Verschleißzahlen der schwedischen Zementindustrie	Wear rates of the Swedish cement industry 148
7.7.9.	Mühlendurchmesser und Panzerplattenverschleiß	Mill diameter and mill liner wear 148
8.	Mühlenantriebe	Mill drives 150
8.1.	Ausführungsarten von Zentralantrieben	Modifications of central mill drives 151
8.1.1.	Zentralantrieb mit zweistufigem Planetengetriebe	Central drive with two-stage planetary gear 152
8.1.2.	Walzenmühlenantrieb mit Planetengetriebe und Kegelradgetriebestufe	Roller mill drive with planetary gearing and conical gear step 155
8.1.3.	Zentralantrieb mit dem Symetro-Getriebe	Central drive with the Symetro-gears 158
8.2.	Ausführungsarten von Zahnkranzvorgelegen	Modifications of girth ring drives 159
8.2.1.	Auslegung von Mühlenmotoren	Sizing of mill motors 160
8.3.	Getriebeloser Rohrmühlenantrieb	Gearless ball mill drive 160
9.	Der Mühlenzylinder — Optimale Dimensionen	The mill shell — Optimum dimensions 167
9.1.	Mantelstärke des Mühlenzylinders	Thickness of the mill shell 168
9.2.	Mühlenzylinder — Normen	Mill shell — Standards 168
9.3.	Mühlen-Stirnwände	Mill heads 169
9.4.	Mühlen-Lager	Mill bearings 169
9.4.1.	Mühlen-Gleitschuhlager	Mill slide shoe bearings 171
9.5.	Lagerkühlung von Rohrmühlen	Bearing cooling of tube mills 174

9.6.	Oberflächenform der Mühlen-Panzerplatten	Surface shape of mill liners	174
9.6.1.	Sortierende Mühlenpanzerungen	Classifying mill linings	175
9.6.2.	Rillen-Panzerplatten	Grooved shell linings	177
9.7.	Befestigung der Panzerplatten	Fastening of mill liners	179
9.8.	Mühlenkammer-Trennwände	Mill partitions	180
9.9.	Aktive Oberflächen von Trennwänden	Active surfaces of mill diaphragms	182
9.10.	Stauringe	Damming rings	184
9.11.	Mahlgut-Verweilzeit in Rohrmühlen	Retention time in tube mills	185
9.12.	Inbetriebnahme neuer Rohrmühlen	Starting of new installed tube mills	185
10.	Zementvermahlung	Finish grinding	186
10.1.	Spezifische Oberfläche nach Wagner und Blaine	Wagner and Blaine specific surface	188
10.2.	Mahlhilfen	Grinding aids	189
10.3.	Verpelzung von Mahlkörpern	Coating of grinding media	191
10.4.	Einfluß der chemischen und potentiellen Zusammensetzung auf die Mahlbarkeit	Effects of chemical and potential compounds on grindability	192
10.5.	Einfluß der Feuchtigkeit auf den Mahlprozeß	Effect of moisture on the grinding process	194
10.6.	Mahlung und Wärmeerzeugung	Grinding and generation of heat	195
10.7.	Kühlung während der Zementvermahlung	Cooling procedures during finish grinding	196
10.7.1.	Mühlenentlüftung	Mill ventilation	196
10.7.2.	Wasserkühlung des Mühlenmantels	Water-cooling of the mill shell	197
10.7.3.	Wasser-Einspritzung in die Mühle	Water injection into the mill	197
10.7.4.	Zahlenbeispiele	Illustrative examples	197
10.7.5.	Kühlung des Zementes im Windsichter	Cement cooling in mechanical air separator	204
10.7.6.	Kühlung im Fuller-Zementkühler	Cooling in Fuller's cement cooler	206
11.	Spezifisches Mühlenvolumen und Leistungsbedarf	Specific mill volume and power demand	208
11.1.	Das L/D-Verhältnis von Rohrmühlen und der Leistungsbedarf	L/D-ratio of tube mills and the mill power demand	209
11.2.	Rohrmühlen-Durchmesser und Leistungsbedarf	Mill diameter and the required mill drive HP	209
11.3.	Investitionskosten von Rohrmühlen	Investment cost of tube mills	211
11.4.	Technische Daten von Mahlanlagen	Technical data of grinding plants	213
11.5.	Größen von Rohrmühlen (Japan)	Tube mill dimensions (Japan)	216
12.	Mahlung im geschlossenen Kreislauf	Grinding in closed circuit	217
12.1.	Vergleich der Leistungsfähigkeit von Mühlen	Comparison of grinding mill capacities	221
12.2.	Bauflächen für Mahlanlagen	Building space for grinding plants	222
12.3.	Übersicht über Durchlauf- und Umlaufmühlen	Survey of compound and closed circuit mills	222
12.4.	Feinmahlung mittels kleiner Mahlkörper	Fine grinding with small grinding media	223
12.4.1.	Combidan-Mühle	Combidan mill	225
13.	Rollenmühlen, Walzenmühlen usw.	Roller mills	228
13.1.	Loesche-Walzenmühle	Loesche roller mill	228
13.2.	Kugelringmühle — Peters-Mühle	Ball race mill — Peters-mill	232
13.3.	Raymond-Federrollenmühle	Raymond bowl type ring mill	234
13.4.	MPS-Walzenschüsselmühle	MPS roller bowl mill	235
13.5.	Polysius-Rollenmühle	Polysius roller mill	240
13.6.	Absperrvorrichtungen für Gasleitungen	Shut-off devices for gas ducts	247

14.	Mahlmethoden im Entwicklungszustand	Grinding methods in the state of development	249
14.1.	Planeten-Kugelmühle	Planetary ball mill	249
14.2.	Zerkleinern mit Hilfe explodierender Funken	Comminution by exploding sparks	253
14.3.	Mahlsysteme mit Gutbett-Walzenmühlen	Grinding systems with the High-Pressure Grinding Roll	255
15.	Windsichter	Air separators	262
15.1.	Dimensionsverhältnisse konventioneller Windsichter	Dimension ratios of conventional air separators	265
15.2.	Windsichter-Größen	Air separator sizes	266
15.3.	Spezifischer Arbeitsbedarf von Windsichtern	Specific power requirement of air separators	267
15.4.	Streuwindsichter mit veränderlicher Drehzahl des Gegenflügel-systems	Air separators with speed controlled auxiliary fan	267
15.5.	Größen und Leistungen von drehzahl-gesteuerten Windsichtern	Sizes and capacities of speed controlled separators	268
15.6.	Umlaufzahlen und Zementfeinheiten	Circulating load and fineness of cement	271
15.6.a.	Turbo-Windsichter Turbopol	Turbo-Separator Turbopol	273
15.6.b.	Zyklon-Umluftsichter	Cyclone air separator	274
15.6.c.	Sichter mit Außenventilator	Separator with external blower	276
15.6.d.	Zyklon-Umluftsichter CYCLOPOL	Cyclone air separator CYCLOPOL	279
15.6.e.	Kanalradsichter mit Außenventilator	Channel-wheel separator with external blower	281
15.6.f.	O-Sepa Windsichter	O-Sepa air separator	282
15.6.g.	Der Sepax®-Windsichter	Sepax®-air separator	286
15.7.	Windsichter-Durchsatz und Zementfeinheit	Separator capacity and cement fineness	289
15.8.	Windsichter-Formeln	Air separator formulas	289
15.8.1.	Geschlossener Kreislauf, System Nr. 1	Closed circuit, system No 1	290
15.8.2.	Geschlossener Kreislauf, System Nr. 2	Closed circuit, system No 2	292
15.8.3.	Bestimmung von Feinanteilen im Fertiggut	Determination of percent recovery in the fines	293
15.8.4.	Geschlossener Kreislauf, System Nr. 2, mit 2 Windsichtern	Closed circuit, system No 2 with two separators	293
15.9.	Windsichter-Luftmenge	Quantity of classifying air	295
16.	Naßmahlung im geschlossenen Kreislauf	Wet grinding in closed circuit	297
16.1.	Beispiele von DSM-Siebleistungen	Examples of DSM-Screen performance	299
16.2.	Mahlschema mit DSM-Sieb	Grinding flow chart with DSM-Screen	300
16.3.	DSM-Sieb im Betrieb	DSM-Screen operations	300
16.4.	Zement-Rohschlamm	Cement slurry	301
16.a.	Vorhomogenisierung	Prehomogenization	303
17.	Pneumatische Rohmehl-Homogenisierung	Pneumatic homogenization of raw mix	317
17.1.	Das Fuller-Verfahren	The Fuller Airmerge System	318
17.2.	Die Polysius-Homogenisiersysteme	Polysius homogenization systems	321
17.3.	SKET/ZAB-Mischverfahren	SKET/ZAB Homogenizing system	325
17.4.	CF-Silo der F.L. Smidth Co.	CF silo of the F.L. Smidth Co.	326
17.5.	Möller-Homogenisierverfahren	Möller homogenizing processes	329
17.5.1.	Scherstrom-Homogenisierverfahren	Shearing-stream process	329
17.5.2.	Homogenisieren mit Oberstocksilos	Homogenizing with upper floor silos	330
17.5.3.	Durchlaufhomogenisierung im Kegelkammersilo	Throughput homogenizing in a cone-compartment silo	331
17.6.	Das IBAU-Zentralkegel-System	The IBAU-Central Cone-System	333

		Seite/page
17.7.	Peters-Mischkammersilo-Verfahren	Peters mixing chamber silo process 336
17.7.1.	Peters-Homogenisierkammersilo-Verfahren	Peters homogenizing chamber silo process 339
17.7.2.	Silo-Baukostenanalyse	Silo construction cost analysis 339
18.	Brennstoffe in der Zementindustrie	Fuels in the cement industry 341
18.1.	Feste Brennstoffe — Kohle	Solid fuels — Coal 345
18.1.1.	Flüchtige Bestandteile	Volatile matter 346
18.1.2.	Kohlenanalyse	Coal analysis 347
18.1.3.	Heizwert	Heating value 347
18.1.4.	Heizwert und Wärmeverbrauch	Heating value and heat consumption 348
18.1.5.	Thermochemische Reaktionen und Gasvolumina	Thermochemical reactions and gas volumes 349
18.1.6.	Zündtemperatur der Kohle	Ignition temperature of coal 350
18.1.7.	Brennzeit	Burning time 351
18.1.8.	Wärmeübergang von der Kohlenstaubflamme	Heat transfer from the coal dust flame 351
18.1.9.	Verbrennungsgase	Combustion gases 352
18.1.9.1.	NO _x -Gehalt der Abgase beim Zementbrennen	NO _x -content in cement rotary kiln exit gases 353
18.1.10.	Kohleaufbereitung	Coal preparation 355
18.1.11.	Kohletrocknung	Coal drying 356
18.1.12.	Kohlemahlung	Coal grinding 357
18.1.13.	Betriebsweise von Kohlenmühlen	Mode of operation of coal mills 358
18.1.13.1.	Die Einblasmühle	The direct firing mill 358
18.1.13.2.	Die Zentralmahlanlage	The central grinding plant or bin firing system 360
18.2.	Flüssige Brennstoffe — Heizöl	Liquid fuels — Fuel oil 362
18.2.1.	Viskosität	Viscosity 362
18.2.2.	Spezifisches Gewicht	Specific gravity 364
18.2.3.	Heizwert	Heating value 365
18.2.4.	Flammentemperatur	Flame temperature 368
18.2.5.	Heizölvorbereitung	Preparation of fuel oil 368
18.2.6.	Verbrennung von Heizöl	Combustion of fuel oil 372
18.2.7.	Zerstäubung von Heizöl	Atomization of fuel oil 373
18.2.8.	Vergleich von Kohle und Heizöl	Comparison between coal and fuel oil 373
18.3.	Gasförmige Brennstoffe — Erdgas	Gaseous fuels — Natural gas 375
18.3.1.	Heizwert	Heating value 376
18.3.2.	Flammentemperatur	Flame temperature 377
18.3.3.	Volumen von Verbrennungsgasen	Volumes of combustion gases 377
18.3.4.	Verbrennung von Erdgas	Combustion of natural gas 378
18.3.5.	Verbrennungsgasvolumen von Kohle, Heizöl und Erdgas	Volumes of combustion gases from coal, fuel oil and natural gas 381
19.	Der Drehofen	The rotary kiln 382
19.1.	Ausführungsformen des Drehofens	Types of rotary kilns 383
19.1.1.	Ofenfüllungsgrad	Degree of kiln filling 384
19.1.2.	Ofenneigung	Kiln slope 384
19.1.3.	Neigungsbezeichnung von Drehöfen	Slope designations of rotary kilns 386
19.1.4.	Drehzahl von Drehöfen	Revolutions of rotary kilns 387
19.1.5.	Materialtransport im Drehofen	Material passage through the rotary kiln 388
19.1.6.	Berechnung des Drehofen-Leistungsbedarfs	Rotary kiln power input calculation 389
19.1.7.	Wärmedehnung des Drehofens	Thermal expansion of the rotary kiln 393
19.1.8.	Die Zonen des Drehofens	The zones of the rotary kiln 394
19.1.9.	Abdichtungen an Drehöfen	Rotary kiln air seals 395
19.1.10.	Relative Bewegung von Ofenlaufringen	Relative motion of kiln riding rings 399
19.1.11.	Selbsteinstellbare Drehofen-Tragrollen	Self-adjusting supporting rollers 400
19.2.	Die Drehofenfeuerung	Firing of the rotary kiln 401
19.2.1.	Anordnung des Brennerrohres	Arrangement of the burner pipe 401
19.2.2.	Der Kohlenstaubbrenner	The coal dust burner 403

19.2.3.	Heizöl-Brenner	Fuel oil burner	406
19.2.3.1.	Druckölzerstäuber — konstante Düsenöffnung, variabler Druck	Pressure oil atomizer — fixed orifice and variable pressure	406
19.2.3.2.	Druckölzerstäuber — variable Düsenöffnung, konstanter Druck	Pressure oil atomizer — variable orifice and constant pressure	407
19.2.3.3.	Öl-Rücklaufbrenner	Oil return burner	407
19.2.3.4.	Der Pillard Zweikanal-Brenner	The Pillard two-channel burner	408
19.2.3.5.	Ultraschall-Brenner	Ultrasonic burner	408
19.2.4.	Erdgasbrenner	Burner for natural gas	409
19.3.	Aufbereitungsverfahren des Brenngutes für Drehöfen	Feed preparation methods for rotary kilns	410
19.3.1.	Vergleich zwischen Trocken- und Naßverfahren	Comparison between dry and wet process	411
19.3.2.	Drehofenleistung	Rotary kiln capacity	414
19.3.2.1.	Lange Naßdrehöfen — Dimensionen und Leistungszahlen	Long wet process rotary kilns — Sizes and capacity figures	416
19.3.2.2.	Angaben über Naßdrehöfen der UdSSR	Data of wet process rotary kilns of the USSR	418
19.3.3.	Der Kurz-Drehofen „Pyrorapid“	The short rotary kiln "Pyrorapid"	419
19.4.	Rohschlamm entwässerung	Slurry dewatering	421
19.4.1.	Chemische Schlamm entwässerung — Schlammverflüssiger	Chemical dewatering of slurry — Slurry thinners	421
19.4.2.	Mechanische Schlamm entwässerung	Mechanical dewatering of slurry	423
19.4.2.1.	Ketteneinbauten	Chain systems	423
19.4.3.	Einbauten in Naßdrehöfen	Internal installations in wet process rotary kilns	427
19.4.3.1.	Schlammvorwärmer	Slurry preheater	427
19.4.3.2.	Schlamm trockner	Slurry dryers	429
19.4.4.	Außere Wärmetauscher für Naßdrehöfen	External heat exchangers for wet process rotary kilns	430
19.5.	Der lange Trockendrehofen	The long dry process rotary kiln	432
19.5.1.	Keramische Einbauten	Ceramic heat exchangers	432
19.5.2.	Hubsteine, Hubleisten	Ceramic lifters, lifter bars	434
19.5.3.	Einstufiger Wärmetauscher	One-stage suspension preheater	434
19.5.4.	Dimensionen und Leistungszahlen	Sizes and capacities	435
19.6.	Kühlung des Drehofenmantels	Cooling of the rotary kiln shell	436
19.7.	Kühlung der Abgase des Drehofens	Cooling of the rotary kiln exit gases	438
19.8.	Der Lepol-Ofen	The Lepol-kiln	440
20.	Der Schwebegaswärmetauscher	The raw mix suspension preheater	444
20.1.	Das erste Zyklonwärmetauscher-Patent	The first cyclone preheater patent	444
20.2.	Der Humboldt-Zyklonwärmetauscher	The Humboldt cyclone preheater	445
20.2.1.	Teilchengröße und Abscheidung	Particle size and separation	446
20.2.2.	Teilchengröße und Erwärmungszeit	Particle size and heating time	446
20.2.3.	Dimensionen des Zyklonwärmetauschers	Sizes of cyclone preheaters	447
20.2.4.	Wärmeübertragung im Zyklon- wärmetauscher	Heat transfer in cyclone preheaters	448
20.2.5.	Gas- und Materialtemperaturen	Gas and material temperatures	449
20.2.6.	Spezifische Ofenleistung — Entsäuerungsgrad	Specific kiln capacity — Degree of calcination	450
20.3.	Sowjetische Zyklonwärmetauscher	Cyclone preheaters in the USSR	450
20.4.	Spezifischer Wärmeverbrauch und Arbeitsbedarf	Specific heat consumption and energy requirement	451
20.5.	Wärmebilanz	Heat balance	452
20.5.1.	Theoretischer Wärmebedarf des Klinkerbrandes	Theoretical heat requirement for clinker burning	452
20.6.	Das Wärmetauscher-Beipasssystem	The preheater bypass system	455
20.6.1.	Alkaligehalt im Zement und in Beton- zuschlagstoffen	Alkalies in cement and in concrete admixtures	455
20.6.2.	Alkalien im Brennapprozeß, Alkalikreislauf	Alkalies in the burning process, Alkali recirculation	455
20.6.3.	Flüchtigkeit der Alkalien	Volatility of alkalies	457

		Seite/page
20.6.4.	Berechnung der Alkali-Kreislaufmenge	Alkali bypass calculation 457
20.6.5.	Ausführungsarten von Beipaaanlagen	Design models of bypass arrangements 460
20.7.	Zwei- und fünfstufige Zyklonwärmetauscher	Two and five stage cyclone preheaters 461
20.8.	Verschiedene Wärmetauscher-Systeme	Various preheater systems 462
20.8.1.	Dopol-Wärmetauscher der Fa. Krupp Polysius AG	Dopol-preheater of the Krupp Polysius Co. 462
20.8.2.	Die O + K-Rohmehlwärmetauscher	The O + K raw mix preheaters 464
20.8.3.	ZAB-Wärmetauscher	The ZAB raw mix suspension preheater 466
20.8.4.	Der Gepol-Gegenstromwärmetauscher	The Gepol counter-current suspension preheater 468
20.8.5.	Der Gegenstromwärmetauscher der Prerauer Maschinenfabrik, Tschechoslowakei	The counter-current suspension preheater of the Pterov Engineering Works, Czechoslovakia 469
20.9.	Wärmetauscher mit Vorcalcinierer	Suspension preheaters with precalciner 473
20.9.1.	Der SF-Wärmetauscher der IHI	The SF-suspension preheater of the IHI 473
20.9.2.	Der MFC-Wärmetauscher	The MFC-suspension preheater 480
20.9.3.	Der RSP-Wärmetauscher	The RSP-suspension preheater 482
20.9.4.	Das Polysius Vorcalcinierverfahren	The Polysius precalcining process 483
20.9.5.	F.L. Smidth-Vorcalcinierverfahren	F.L. Smidth precalciner processes 486
20.9.6.	Das KHD Humboldt Wedag AG Pyroclon-Vorcalciniersystem	The KHD Humboldt Wedag AG Pyroclon-precalciner 496
20.9.7.	Der KSV-Vorcalcinator der Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Japan	The KSV-precalciner of the Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Japan 499
20.9.8.	Die Vorcalcinierung nach dem MB-Verfahren	Precalcining according to the MB-process 504
20.9.9.	Das PASEC Vorcalcinierverfahren	PASEC precalciner process 506
20.9.10.	Der DD-Prozeß	The DD process 510
20.9.11.	Das Buss-Convex-Calcinierverfahren	The Buss-Convex-Calcination process 511
20.9.12.	Weitere Vorcalcinierungsverfahren	Additional precalcining processes 513
21.	Klinkerkühlung	Clinker cooling 517
21.1.	Geschwindigkeit der Klinkerkühlung	Speed of clinker cooling 517
21.2.	Raumbeständigkeit und Klinkerkühlung	Soundness and clinker cooling 517
21.3.	Kühlung und chemische Widerstandsfähigkeit	Cooling and resistance to chemical attack 518
21.4.	Kühlung und Mahlbarkeit des Klinkers	Cooling and grindability of the clinker 518
22.	Klinkerkühler	Clinker coolers 520
22.1.	Die Kühltrommel	The rotary cooler 521
22.2.	Planetenkühler — Alte Bauart	Satellite coolers — original design 523
22.3.	Planetenkühler — Neue Bauart	Satellite coolers — new design 525
22.3.1.	Kühlervolumen und Ofendurchsatz	Cooler volume and kiln capacity 526
22.3.2.	Drehofendurchmesser und Planetenkühler	Rotary kiln diameter and satellite coolers 527
22.3.3.	Hubelemente im Planetenkühler	Lifters in satellite coolers 527
22.3.4.	Wärmebilanz des Planetenkühlers	Heat balance of satellite coolers 529
22.3.5.	Planetenkühler-Antrieb und Arbeitsbedarf	Satellite cooler drive and power requirement 530
22.3.6.	Wasserkühlung im Planetenkühler	Water cooling in satellite cooler 531
22.3.7.	Der Humboldt-Wedag-Satellitenkühler	The Humboldt-Wedag satellite cooler 532
22.3.8.	Kühltrommel/Planetenkühler — Kombination von Krupp Polysius	Krupp Polysius — Drum/Planetary Cooler Combination 533
22.4.	Der Rostkühler	The grate cooler 533
22.4.1.	Der Fuller-Rostkühler	The Fuller grate cooler 533
22.4.2.	Der Fuller-Kombinationskühler	The Fuller combination cooler 534
22.4.3.	Die Duothermschaltung	Duotherm circuit 538
22.4.4.	Größenbezeichnung der Fuller-Kühler	Size designation of Fuller coolers 538
22.4.5.	Wärmebilanz des Fuller-Kühlers	Heat balance of a Fuller cooler 538
22.4.6.	Kühlerwirkungsgrad	Cooler efficiency 539
22.5.	Andere Klinker-Rostkühler	Other clinker grate coolers 540
22.5.1.	Der Polysius-Recupolkühler	The Polysius Recupol cooler 543

		Seite/page
22.5.2.	Der F.L. Smidth-Folax-Rostkühler	The F.L. Smidth Folax-grate cooler 545
22.5.3.	Der Peters-Combi-Stufenkühler	Peters Combi stage cooler 548
22.5.4.	Der Peters g-Kühler	The Peters g-cooler 548
22.5.5.	Das Rostsystem der Firma IKN	The grate system of IKN 549
22.6.	Der Schachtkühler	The shaft cooler 550
22.7.	Klinkertransport	Clinker conveying 552
22.8.	Flugasche-Silos	Fly-ash silos 558
23.	Das Ofenfutter	Kiln lining 560
23.1.	Mechanische Festigkeit	Mechanical strength 561
23.2.	Feuerfestigkeit	Refractoriness 561
23.3.	Temperaturwechselbeständigkeit	Resistance to temperature changes (thermal shock) 562
23.4.	Chemische Widerstandsfähigkeit	Resistance to chemical attack 562
23.5.	Wärmeausdehnung bzw. Raumbeständigkeit	Thermal expansion or stability of volume 563
23.6.	Wärmeleitfähigkeit	Thermal conductivity 565
23.7.	Abriebfestigkeit	Resistance to abrasion 566
23.8.	Porosität	Porosity 568
23.9.	Ausmauerung von Drehöfen	Installing refractory lining in rotary kilns 568
23.9.1.	Ausmauerungsbeispiele für Drehöfen	Examples for rotary kiln lining 571
24.	Entstaubung	Dust collection 572
24.1.	Staubarten	Varieties of dust 573
24.2.	Anhaltzahlen über Luftmengen für Entstaubungszwecke	Reference data concerning air volumes for dust collection 574
24.3.	Staubgehalt von Abluft und Abgasen der Zementindustrie — Annäherungswerte für Entstaubungszwecke	Dust content of vent air and exit gases of the cement industry — Approximate values for dust collection 576
24.4.	Anhaltzahlen über Korngrößen-Verteilung von Stäuben in der Zementindustrie	Data concerning the particle size distribution of cement industry dust 577
24.5.	Vorschriften zur Reinhaltung der Luft	Air pollution standards 578
24.6.	Arten von Entstaubern	Types of dust collectors 583
24.6.1.	Staubabsatzkammern	Gravity settling chambers 583
24.6.2.	Zyklone	Cyclones 584
24.6.3.	Vielfach- oder Multizyklone	Multiple cyclones or multicyclones 586
24.6.4.	Gewebefilter	Fabric filters 587
24.6.5.	Glasgewebefilter	Glass bag dust collectors 590
24.6.6.	Schütttschicht-Filter	Gravel bed filters 592
24.6.7.	Elektrofilter	Electric precipitators 595
24.6.8.	Elektrofilter mit Verdampfungskühler	Electrostatic precipitators with gas conditioning tower 598
Literaturverzeichnis	References	602
Autorenverzeichnis	Author Index	613
Stichwortverzeichnis	Subject Index	616



1. Rohstoffe

Zur Zementherstellung können sowohl Mineralien natürlicher Herkunft als auch industrielle Produkte verwendet werden. Als Ausgangsmaterial dienen Mineralstoffe, welche die Hauptbestandteile des Zementes, Kalk, Kieselsäure, Tonerde und Eisenoxid enthalten. Diese Komponenten werden selten in der gewünschten Zusammensetzung in nur einem Rohstoff gefunden. Deshalb muß meistens ein berechnetes Gemisch einer kalkreichen Komponente (Kalkkomponente) mit einer kalkärmeren, jedoch mehr Kieselsäure, Tonerde und Eisenoxid enthaltenden Komponente (Tonkomponente) gewählt werden. Diese beiden Hauptkomponenten sind in der Regel Kalkstein und Ton oder Kalkstein und Mergel.

1.1. Kalkkomponente

1.1.1. Kalkstein

Calciumcarbonat (CaCO_3) ist in der Natur weit verbreitet. Für die Herstellung von Portlandzement eignet sich Calciumcarbonat aller geologischen Formationen. Die reinsten Formen des Kalksteins sind Kalkspat (Calcit) und Aragonit. Kalkspat kristallisiert hexagonal und Aragonit rhombisch. Das spezifische Gewicht des Kalkspats beträgt 2.7 und das des Aragonits 2.95. Eine makroskopisch-körnige Varietät des Kalkspats ist der Marmor. Es wäre unwirtschaftlich, Marmor für die Zementerzeugung zu verwenden.

Die am weitesten verbreiteten und dem Marmor meist ähnlichen Formen des Calciumcarbonats bilden der Kalkstein und die Kreide. Der Kalkstein besitzt vorwiegend ein feinkörnig kristallines Gefüge. Die Härte des Kalksteines wird durch dessen geologisches Alter bestimmt: je älter die geologische Formation, desto härter ist im allgemeinen der Kalkstein. Die Härte des Kalksteines liegt zwischen 1.8 und 3.0 der Mohs'schen Härteskala; sein spezifisches Gewicht liegt zwischen 2.6 und 2.8. Nur die reinsten Vorkommen des Kalksteines sind weiß.

Meistens enthält der Kalkstein Beimengungen von Tonsubstanz bzw. Eisenverbindungen, welche dessen Farbe beeinflussen.

1.1.2. Kreide ist ein Sedimentgestein, das im geologischen Kreidezeitalter gebildet wurde und geologisch verhältnismäßig jung ist. Im Gegensatz zum Kalkstein besitzt Kreide ein mehr lockeres, erdiges Gefüge; diese Eigenschaft qualifiziert die Kreide speziell als Rohstoff für den nassen Zementherstellungsprozeß. Da die Kreidegewinnung keine Sprengarbeiten erfordert und auch der Brechvorgang fortfällt, senkt dieser

1. Raw materials

Minerals of natural origin as well as industrial products can be used for the production of cement. Starting materials for this purpose are mineral compounds containing the main components of cement: lime, silica, alumina and iron oxide. Seldom are these components found in the needed proportion in only one raw material. Therefore it is usually necessary to select a measured mixture of a high lime component (lime component) with a component which is lower in lime, containing however more silica, alumina and iron oxide (clay component). These two main components are generally limestone and clay or limestone and marl.

1.1. Lime component

1.1.1. Limestone

Calcium carbonate (CaCO_3) is wide spread in nature. Calcium carbonate of all geological formations qualifies for the production of Portland cement. The purest grades of limestone are calcspar (calcite) and aragonite. Calcite crystallizes hexagonally, and aragonite is rhombic. The specific gravity of calcite is 2.7 and of aragonite 2.95. A macroscopic-granular variety of calcite is marble. It would not be profitable to use marble for cement manufacture.

The most common forms of calcium carbonate, most similar to marble, are limestone and chalk. Limestone is of a predominantly fine grained crystalline structure. The hardness of limestone depends on its geological age; usually, the older the geological formation, the harder the limestone. The hardness of limestone is between 1.8 and 3.0 of the Mohs' scale of hardness; its specific gravity is 2.6 to 2.8. Only the purest varieties of limestone are white.

Limestone usually contains admixtures of clay substance or of iron compounds, which influence its color.

1.1.2. Chalk is a sedimentary rock which was formed during the Cretaceous period in geological time; geologically it is relatively young. In contrast to limestone, chalk is characterized by a soft earthy texture; this property qualifies chalk as a raw material especially for the wet process of cement manufacture. Since blasting is not required for quarrying of chalk, and the crushing process can also be omitted, this

Rohstoff die Zementherstellungskosten beträchtlich. Der Calciumcarbonatgehalt der Kreide beträgt bei manchen Vorkommen 98–99 %, mit geringen Beimengungen von SiO_2 , Al_2O_3 und MgCO_3 .

Die Kalkkomponente ist im Zementrohmaterial meistens zu 76–80 % vertreten. Daher haben die chemischen und physikalischen Eigenschaften dieser Komponente einen ausschlaggebenden Einfluß auf die Wahl des Zementherstellungsprozesses und der Produktionsaggregate.

1.1.3. Mergel: Kalksteine mit Beimengungen von Kieselsäure und Tonsubstanz sowie Eisenoxid werden als Mergel bezeichnet. Mergel bilden die Übergangsstufe zu den Tonen. Wegen der weiten Verbreitung der Mergel finden diese oft als Rohstoff für die Zementerzeugung Verwendung.

Geologisch sind Mergel Sedimentgesteine, die durch gleichzeitige Sedimentierung von Calciumcarbonat und Tonsubstanz entstanden sind. Die Härte der Mergel ist niedriger als die des Kalksteines; je größer der Gehalt an Tonsubstanz, desto niedriger deren Härte. Manchmal enthalten Mergel auch bituminöse Bestandteile. Die Farbe der Mergel hängt von der Tonsubstanz ab und verläuft von gelb bis grauschwarz. Mergel sind ein vorzüglicher Rohstoff für die Zementherstellung, da diese die Kalk- und Tonkomponente bereits im homogenisierten Zustande enthalten. Kalkmergel, deren chemische Zusammensetzung derjenigen für Portlandzement-Rohmehl gleicht, finden zur Herstellung von sogenanntem Naturzement Verwendung; Lagerstätten solcher Rohstoffe sind jedoch nur selten zu finden. Je nach den Mengenverhältnissen der Kalk- und Tonkomponenten in Zementrohstoffen unterscheidet man:

kind of raw material considerably lowers the cement production costs. In some deposits the calcium carbonate content of chalk amounts to 98–99 %, with small admixtures of SiO_2 , Al_2O_3 , and MgCO_3 .

In cement raw materials the lime component is generally represented up to an amount of 76–80 %. Therefore, the chemical and physical properties of this component are of decisive influence, when it comes to selecting a method of cement manufacturing as well as the type of production machinery.

1.1.3. Marl: Limestone with admixtures of silica, clay substance, and iron oxide are called marls. Marls form the transition element to the clays. Because of the wide distribution of marls, they frequently are used as raw material for cement production.

Geologically, marls are sedimentary rocks generated by simultaneous sedimentation of calcium carbonate and clay substance. The hardness of marls is lower than that of limestone; the higher the content of clay substances, the lower their hardness. Sometimes marls contain also bituminous constituents. The color of marls depends on the clay substance and ranges from yellow to grayish-black. Marls are an excellent raw material for cement manufacture, because they contain the lime and the clay component in an already homogenized condition. Calcareous marl of the chemical composition equal to that of Portland cement raw mix, are used for the manufacture of so-called natural cement; however, deposits of such raw materials are not common. As to the quantitative proportions of the lime and clay components in cement raw materials, the following classification is established:

Tabelle 1.1.3.1.

Table 1.1.3.1.

	CaCO ₃ - Gehalt / content	
Hochprozentiger Kalkstein	96–100 %	High grade limestone
Mergeliger Kalkstein	90–96 %	Marlaceous limestone
Kalkmergel	75–90 %	Marlstone or calcareous marl
Mergel	40–75 %	Marl
Tonmergel	10–40 %	Clayey marl
Mergeliger Ton	4–10 %	Marlaceous clay
Ton	0–4 %	Clay

Tabelle 1.1.3.2. enthält die chemische Zusammensetzung verschiedener Kalksteine und Mergel, die für die Erzeugung von Portlandzement verwendet werden.

Table 1.1.3.2. contains the chemical composition of various limestones and marls, used for the manufacture of Portland cement.

1.2. Tonkomponente

1.2. Clay component

Tabelle 1.1.3.2.

Table 1.1.3.2

	1	2	3	4	5	6	7
Bestandteil % Component %	Kalkstein Limestone	Kalkstein Limestone	Kalkstein Limestone	Kalkstein Limestone	Mergel Marl	Mergel Marl	Mergel Marl
SiO ₂	3.76	6.75	4.91	4.74	27.98	33.20	21.32
Al ₂ O ₃	1.10	0.71	1.28	2.00	10.87	8.22	4.14
Fe ₂ O ₃	0.66	1.47	0.66	0.36	3.08	4.90	1.64
CaO	52.46	49.80	51.55	51.30	30.12	27.30	39.32
MgO	1.23	1.48	0.63	0.30	1.95	1.02	0.75
K ₂ O	0.18	Spuren	Spuren	0.16	0.20	0.12	0.06
		Traces	Traces				
Na ₂ O	0.22	Spuren	Spuren	0.28	0.33	0.18	0.08
		Traces	Traces				
SO ₃	0.01	1.10	0.21	—	0.70	0.37	—
Glühverlust — LOI	40.38	39.65	40.76	40.86	24.66	24.59	32.62
Summe — Total	100.00	99.96	100.00	100.00	99.91	99.90	99.93

1.2. Tonkomponente

Der zweite für die Zementerzeugung wichtige Rohstoff ist der Ton. Die Tone sind im wesentlichen Verwitterungsprodukte von alkali- und erdalkalihaltigen Aluminiumsilikaten, im besonderen der Feldspate und Glimmer.

Den Hauptbestandteil der Tone bilden Aluminiumsilikathydrate. Die Tone werden in folgende Mineralgruppen unterteilt [6]:

Kaolin-Gruppe

Kaolinit	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$
Dickit	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$
Nakrit	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$
Halloysit	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$

Montmorillonit-Gruppe

Montmorillonit	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4 \text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O} + n\text{H}_2\text{O}$
Beidellit	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3 \text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$
Nontronit	$(\text{Al, Fe})_2\text{O}_3 \cdot 3 \text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$
Saponit	$2 \text{MgO} \cdot 3 \text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$

Gruppe der Alkalien
enthaltenden Tone

Tonglimmer einschl. Illit

$\text{K}_2\text{O} \cdot \text{MgO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	
in wechselnden Mengen	in variable amounts

1.2. Clay component

The other important raw material for cement manufacture is clay. Clay is formed by the weathering of alkali and alkaline earth containing aluminum silicates and of their chemical conversion products, mainly feldspar and mica.

The main component of clays is formed by hydrous aluminum silicates. Clays are divided into the following mineral groups [6]:

Kaolin group

Kaolinite
Dickite
Nacrite
Halloysite

Montmorillonite group

Montmorillonite
Beidellite
Nontronite
Saponite

Group of alkali bearing clays

Clay mica including Illite

Die Minerale der Kaolin-Gruppe unterscheiden sich durch verschiedenen Gehalt an SiO₂ sowie durch den kristallographischen Aufbau und die optischen Eigenschaften. Die Bezeichnung Kaolinit wird auf das reine Kaolin-Mineral angewendet. Tonminerale haben eine feinkörnige Textur; ihre Korngröße liegt vorwiegend unter 2 Mikrometer.

Minerals of the kaolin group differ in content of SiO₂ as well as by the crystallographic structure and optical properties. The designation kaolinite refers to the pure kaolin mineral. Texturally, clays are fine grained; clay particles are usually under 2 microns in diameter.

Tabelle 1.2.1.

Table 1.2.1.

Chemische Zusammensetzung von Tonen Chemical Composition of Clays				
Bestandteil % Component %	Ton 1 Clay 1	Ton 2 Clay 2	Ton 3 Clay 3	Ton 4 Clay 4
Glühverlust — LOI	7.19	8.67	10.40	6.40
SiO ₂	67.29	62.56	52.30	60.10
Al ₂ O ₃	8.97	15.77	24.70	18.00
Fe ₂ O ₃	4.28	4.47	6.10	8.20
CaO	7.27	4.80	4.40	0.80
MgO	1.97	1.38	0.10	0.20
SO ₃	0.32	—	1.10	3.80
K ₂ O	1.20	2.35	0.80	2.50
Na ₂ O	1.51			
Summe — Total	100.00	100.00	99.90	100.00

Die spezifischen Oberflächen von Tonmineralien sind [7]:

Kaolin	etwa 15 m ² /g
Halloysit	etwa 43 m ² /g
Illit	etwa 100 m ² /g
Montmorillonit	etwa 800 m ² /g

Das spezifische Gewicht beträgt [8]:

Kaolin	2.60–2.68
Halloysit	2.0–2.20
Illit	2.76–3.00

Der Schmelzpunkt der Tone liegt in den Grenzen von 1150 °C bis 1785 °C (Segerkegel Nr. 1 bis 35).

Die chemische Zusammensetzung von Ton schwankt von derjenigen, die den reinen Tonmineralien nahekommt bis zu jener, die eine beträchtliche Menge von chemischen Beimengungen wie Eisenhydroxyd, Eisensulfid, Sand, Calciumcarbonat usw., enthält. Eisenhydroxyd ist der häufigste färbende Bestandteil der Tone; ebenso kann organische Substanz dem Ton verschiedene Färbung verleihen. Tone ohne Verunreinigungen sind weiß. Die Hauptquelle von Alkalien in Zementen ist die Tonkomponente des Rohmehles.

Tabelle 1.2.1. enthält die chemische Zusammensetzung verschiedener Tone, die für die Portlandzement-Erzeugung Verwendung finden.

Specific surfaces of clay minerals are [7]:
(square meters per gram)

Kaolin	approx. 15 m ² /g
Halloysite	approx. 43 m ² /g
Illite	approx. 100 m ² /g
Montmorillonite	approx. 800 m ² /g

Specific gravities are: (grams per cm³) [8]

Kaolin	2.60–2.68
Halloysite	2.0–2.20
Illite	2.76–3.00

The fusion point of clays is within the range of 1150 °C to 1785 °C (Segger cone No. 1 to No. 35, or Pyrometric Cone Equivalent).

The chemical composition of clay may vary from those close to the pure clay, to that containing a considerable amount of chemical admixtures as iron hydroxide, iron sulfide, sand, calcium carbonate, etc. Iron hydroxide is the principal coloring agent in clays; also organic matter may give the clay different colors. Clays with no impurities are white. The major source of alkalies in cements is found in the argillaceous component of the raw mix.

The following tabulation shows the chemical composition of various clays, used for the manufacture of Portland cement.

1.3. Korrekturbestandteile

Korrekturbestandteile werden in solchen Fällen der Zement-Rohmaterialmischung zugegeben, wenn ein notwendiger chemischer Bestandteil nicht in genügender Menge vorhanden ist. So verwendet man z. B. zur Erhöhung des Kieselsäuregehaltes als Zusatzstoff oder Korrekturmateriel Sand, hochkieselsäurehaltigen Ton, Kieselgur usw. Bei Mangel an Eisenoxid verwendet man als Korrekturmittel Kiesabbrand, Eisenerz usw.

1.3. Corrective ingredients

If an essential chemical component needed in the cement raw mixture is not present in the required amount, corrective ingredients are used as additives. Thus e.g. for the completion of the silica content, sand, high silica clay, diatomite, etc., are used as additives or corrective ingredients. To compensate for deficiency in iron oxide, such corrective materials as pyrite cinders, iron ore, etc., are applied.

Tabelle 1.3.1.

Table 1.3.1.

Chemische Zusammensetzung von Korrekturbestandteilen Chemical composition of corrective ingredients							
Bestandteil % Component %	Diatomeen- erde Diatomite	Bauxit Bauxite	Kiesabbrand Pyrites cinders	Eisenerz Iron ore	Gichtstaub Blast furnace flue dust	Flugasche Flue dust	Sand Sand
Glühverlust — LOI	6.2	15–20	—	5–12	5–15	0.2–4.0	0.2
SiO ₂	77.0	16–22	6.6–25.0	20–25	11–22	26–36	99.2
Al ₂ O ₃	9.6	44–58	2–16	3–9	5–14	6.5–9.5	—
Fe ₂ O ₃		10–16	62–87	45–60	54–69	5–8	0.5
CaO		2–4	0.7–0.9	0.5–2.5	1–9	42–50	—
MgO	0.9	0.2–1.0	0.2–2	1.5–7	0.5–2.5	3–4	—
SO ₃	—	—	0.8–8	0.3–0.6	0.2–2.5	2.5–3	—
Na ₂ O	1.5	—	—	—	—	0.8–3.5	—
K ₂ O		—	—	—	—	—	—

Tabelle 1.3.1. enthält die chemische Zusammensetzung einiger Korrektur-Materialien.

Table 1.3.1. contains the chemical composition of some corrective ingredients.

1.4. Nebenbestandteile der Rohstoffe

Hier sind solche Stoffe aufgeführt, die in ihrer Menge irgendwelchen Begrenzungen durch Normen oder Erfahrungswerte unterliegen.

1.4. Auxiliary components of cement raw materials

Here, such components are discussed, whose quantities in the cement are limited either by standard specifications or by manufacturing experience.

1.4.1. Magnesiumoxid

Dieses wird bis etwa 2 Gew.-% in den Haupt-Klinkerphasen gebunden, darüber hinaus liegt es als freies MgO (Periklas) im Klinker vor. Periklas setzt sich mit Wasser zu Mg(OH)₂ um: $\text{MgO} + \text{H}_2\text{O} = \text{Mg(OH)}_2$, aber die Reaktion verläuft sehr träge, wenn die übrigen Erhärtungsreaktionen schon abgeschlossen sind. Da das Mg(OH)₂ ein größeres Volumen als das MgO einnimmt und sich an der Stelle bildet, wo das Periklaskorn sitzt, kann es den Verband des Zementsteins sprengen und zu Treibrissen führen (Magnesia-treiben), siehe auch Abschnitt 21.2.

MgO findet sich vorzugsweise im Kalkstein als Dolomit ($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$).

Auch Hochofenschlacken enthalten manchmal viel MgO. Bei der Auswahl solcher Schlacken anstelle von Ton als Rohmehlkomponente ist also auch darauf zu achten, daß der MgO-Gehalt des Klinkers in den zulässigen Grenzen bleibt (siehe Beispiel 2.5. mit Tabelle 2.5.).

1.4.2. Alkalien

K₂O und Na₂O stammen zur Hauptsache aus den Ton- und Mergelstoffen, wo sie in fein verteiltem Feldspat und Glimmerresten und in dem Tonmineral Illit enthalten sind, und zu einem kleinen Teil — bei festen Brennstoffen — aus der Kohlenasche [139, 245, 7a]. In Mitteleuropa ist der K₂O-Gehalt ein Mehrla-

1.4.1. Magnesium oxide

This component is combined up to 2 % by weight with the main clinker phases; beyond that amount it appears in the clinker as free MgO (periclase). Periclase reacts with water to Mg(OH)₂: $\text{MgO} + \text{H}_2\text{O} = \text{Mg(OH)}_2$, but this reaction proceeds slowly, while the other hardening reactions are already concluded. Since the Mg(OH)₂ occupies a larger volume than the MgO and is formed on the same spot where the periclase particle is located, it can split apart the binding of the hardened cement paste, resulting in expansion cracks (magnesia expansion), see also section 21.2.

MgO appears in limestone mainly as dolomite ($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$).

Also blast furnace slag sometimes contains a high amount of MgO. When selecting such slags as a replacement of clay as the argillaceous component of the raw mix, care should be taken, to keep the MgO-content of the clinker within permissible limits (see example 2.5. and table 2.5.).

1.4.2. Alkalies

K₂O and Na₂O originate from such raw materials as clay and marl, where these compounds are present in fine dispersed feldspar, mica and illite particles, and to a small amount — when using coal as fuel — from the coal ash [139, 245, 7a]. In Central Europe, the K₂O-content represents a multiple of the Na₂O-content. In

ches des Na_2O -Gehaltes; in anderen Gegenden, z. B. USA, überwiegt der Na_2O -Gehalt (siehe Tabelle 1.1.3.2 und 1.2.1.). Bei dem Zementbrand im Drehofen verflüchtigt sich ein Teil der Alkalien in der Sinterzone und gibt Anlaß zu einem Alkalikreislauf (siehe unter 1.4.3., 20.6.1., 20.6.2. und 20.6.3.).

Gewisse Zuschlagstoffe für Beton, die sich z. B. in einigen Bereichen der USA, Dänemarks und Norddeutschlands finden, enthalten alkaliempfindliche Bestandteile, z. B. Opal (wasserhaltige Kieselsäure), die mit dem Alkali des Zements reagieren, was unter bestimmten ungünstigen Umständen zu Treiberscheinungen führen kann (Alkalitreiben). Erfahrungsgemäß ist das Alkalitreiben zu vermeiden, wenn in solchen Fällen ein Zement mit niedrigem Alkaligehalt verwendet wird, bei dem das gesamte Alkali, als Na_2O gerechnet ($\text{Gew.-% Na}_2\text{O} + 0.659 \cdot \text{Gew.-% K}_2\text{O}$) 0.6 Gew.-% nicht überschreitet. In Anlehnung an die Festlegungen anderer Länder [14] ist auch in Deutschland die Begrenzung auf 0.6 Gew.-% Na_2O -Äquivalent eingeführt, aber nur für Portlandzement; es hat sich nämlich gezeigt, daß im Hochofenzement die Grenze für den zulässigen Alkaligehalt höher zu setzen ist, und demzufolge sind für einen „Zement mit niedrigem wirksamen Alkaligehalt (NA-Zement)“ bei einem Schlackenanteil von mindestens 50 % höchstens 0.9 % Gesamtalkali, und bei mindestens 65 % Schlackenanteil 2.0 % Gesamtalkali zugelassen [7b].

In solchen Fällen, in denen ein NA-Zement erforderlich ist, aber der Alkaligehalt des aus den verfügbaren Rohstoffen erbrannten Klinkers über der zulässigen Grenze liegt, muß durch einen Teilabzug des Ofengases vor Eintritt in den Wärmetauscher ein Teil des flüchtigen Alkalis entfernt werden. Näheres siehe 20.6.1. bis 20.6.4.

An dieser Stelle sei erwähnt, daß die US-Bundesnormen SS-C-192 b, die Autobahnnormen AASHTO und die ASTM-Normen eine wahlweise Begrenzung des Alkaligehaltes im Portlandzement von 0.6 % als Na_2O enthalten. Das bedeutet, daß der Abnehmer ausdrücklich einen Zement mit dieser Einschränkung verlangen muß; andernfalls besteht keine Begrenzung für den Alkaligehalt im Zement. Diese Begrenzung soll verlangt werden, wenn der Zement mit schädlich reagierenden Betonzuschlagstoffen verarbeitet wird. Aber wegen der Schwierigkeit der Auseinanderhaltung von Zement mit niedrigem und hohem Alkaligehalt wird es allgemein praktiziert, daß in vielen Teilen der Vereinigten Staaten alle Zemente den Normen für niedrigen Alkaligehalt zu entsprechen haben; siehe auch [7d, 7e, 7f].

1.4.3. Schwefel

findet sich, vorwiegend als Sulfid (Pyrit und Markasit FeS_2), gebunden, in fast allen Zementrohstoffen. Eine Untersuchung von über 90 deutschen Kalklagerstätten zeigte einen Gesamtschwefelgehalt (Sulfid- und Sulfatverbindungen) von maximal 0.16 % S, von 67 Tonlagerstätten im Mittel 0.22 % S. Brennstoffe haben sehr variablen Schwefelgehalt, von Null bei Erdgas bis 3.5 % S bei schwerem Heizöl. Ruhrkohle

other areas as e.g. the USA, the Na_2O -content is predominant (see tables 1.1.3.2. and 1.2.1.). During the burning process in the rotary kiln, parts of the alkalis evaporate in the burning zone, causing the so-called alkali circulation (see sections 1.4.3., 20.6.1., 20.6.2., and 20.6.3.).

Certain concrete aggregates, appearing e.g. in some areas of the USA, Denmark and Northern Germany, contain alkali-sensitive components as e.g. opal (hydrated silica), reacting with the alkali of the cement, which under certain unfavorable conditions can result in an expansion phenomena (alkali expansion). As is known from experience, alkali expansion can be prevented when using cement with low alkali content; in this case the total alkali, calculated as Na_2O (% by weight $\text{Na}_2\text{O} + 0.659 \text{ } \text{K}_2\text{O}$) should not exceed 0.6 % by weight. With reference to restrictions applied in other countries [14], Germany also decided for a limit of 0.6 % Na_2O equivalent, but only for Portland cement. Practical experience showed namely that for blast furnace slag cement the limit for the admissible alkali content can be higher; thus a "cement with a low active alkali content (NA-cement)" with a slag component of at least 50 % can have a maximum alkali content of 0.9 %. Further, a total alkali limit of max. 2 % is allowed for cement with a slag component of at least 65 % [7b].

In cases in which NA-cement is required, but the alkali content of the clinker burned from the available raw materials exceeds the allowable limit, part of the kiln exit gases must be bypassed before entering the preheater, to remove a portion of the volatile alkalis. For particulars see 20.6.1. to 20.6.4.

Here it should be mentioned that Federal specifications SS-C-192 b, AASHTO-specifications, as well as ASTM-specifications have optional alkali limits of 0.6 % as Na_2O in Portland cement. This means that the customer must specify that he wants alkalis under this limit, otherwise there are no limits or alkali content. The limit may be specified when the cement is to be used in concrete with aggregates that may be deleteriously reactive. But because of the difficulty of segregating low- and high-alkali cements, it has become common practice in many areas of the United States for all cements to conform to low-alkali specifications; see also [7d, 7e, 7f].

1.4.3. Sulfur

Sulfur appears predominantly as sulfide (pyrites and marcasite, FeS_2), in almost all cement raw materials. An investigation of more than 90 German limestone deposits showed a total sulfur content (sulfide and sulfate compounds) of max. 0.16 % S, and the examination of 67 clay depositis showed an average of 0.22 % S. The sulfur content of fuels varies in wide limits, from zero in natural gas, to about 3.5 % in

hat im Mittel 1.1 % S [1]. In Untersuchungen an 21 deutschen Zementöfen mit Vorwärmer wurden mit dem Rohmehl Schwefelmengen von 0.5 bis 11 g SO_2 /kg Klinker eingebracht, mit dem Brennstoff bei Verwendung besonders schwefelreichen Heizöls höchstens 6 g SO_2 /kg Klinker [7a, 139].

Aus dem Schwefel des Brennstoffes und des Rohmehls entsteht durch Verbrennung bzw. Verflüchtigung in der Sinterzone gasförmiges SO_2 , das sich im Ofengas mit dem verflüchtigten Alkali unter Sauerstoff-Aufnahme zu dampfförmigem Alkalisulfat verbindet, welches in den kälteren Ofenzonen und im Vorwärmer auf dem Brenngut kondensiert. Bis auf einen kleinen Anteil, der im Flugstaub ausgetragen wird, wandert das Alkalisulfat mit dem Brenngut zur Sinterzone zurück und wird dank seiner Schwerflüchtigkeit im Klinker ausgetragen.

Ist zuwenig SO_2 vorhanden, um alle Alkalien zu binden, dann entstehen Kreisläufe von leichter flüchtigen Alkalicarbonaten oder leicht flüchtigen Alkalichloriden (siehe diese unter 1.4.4.). Die Alkalicarbonate können, soweit sie nicht in die Klinkerphasen eingebunden werden (siehe unter 1.5.), erneut in der Sinterzone verdampfen.

Bei Überschuß an SO_2 vermag dieses noch im Vorwärmer mit CaCO_3 zu reagieren und als CaSO_4 zurückzuwandern. In der Sinterzone zersetzt es sich erneut und vergrößert den SO_2 -Kreislauf des Ofengases. Ein Teil wird aber als unzersetztes CaSO_4 in den Klinker gelangen.

Das Vorhandensein von Alkalien im Rohmehl im Überschuß über die Menge, die bereits durch den Rohmehlschwefel gebunden wird, hat den Vorteil, daß schwefelreichere Brennstoffe verwendet werden können, ohne daß im Abgas des Ofensystems nennenswerte SO_2 -Mengen emittiert werden. Das im Klinker gebundene Alkalisulfat ist vorteilhaft für die Anfangsfestigkeit des Zements. Höhere Schwefelgehalte können dagegen zu gesteigerter SO_2 -Emission im Abgas, zu Verstopfungen im Rohmehlvorwärmer und zur Bildung von Ansatzringen im Drehofen führen.

Der Zement benötigt eine Mindestmenge von Calciumsulfat — meist in Form von zugemahlenem Gips —, um die Erstarrungszeit des Zements zu regeln, andererseits richtet sich der höchstzulässige Gesamtgehalt an SO_3 im Zement — der das „Sulfattreiben“ verhindern soll — nach der jeweiligen Zementnorm und kann zwischen 2.5 und 4 % SO_3 liegen. Bei der niedrigsten Normgrenze ist unter Umständen für eine weitgehende Sulfatisierung der Alkalien kein ausreichender Spielraum vorhanden.

1.4.4. Chlorid

Der Chloridgehalt deutscher Rohmehle liegt im allgemeinen zwischen 0.01 und 0.1 Gew.-%, in seltenen Fällen über 0.3 % [7a]. Das Chlorid reagiert, wie schon erwähnt, mit den Alkalien im Drehofen unter Bildung

heavy fuel oil. Coal from the Ruhr basin (W.Germany) shows an average of 1.1 % S [1]. Investigations of 21 German preheater kilns showed that the amount of sulfur introduced with the raw mix, varied in the range from 0.5 to 11 grams SO_2 /kg clinker, and the sulfur introduced with fuel, when using extremely high sulfur fuel oil, showed a maximum of 6 grams SO_2 /kg clinker [7a, 139].

As a result of the combustion, the sulfur of the raw mix and of the fuel evaporates in the burning zone to SO_2 , which in the kiln atmosphere combines with alkali and oxygen, generating vaporized alkali sulfate, which condenses on raw mix particles in colder kiln zones as well as in the preheater. With the exception of a small part which is carried away by the kiln dust, the alkali sulfate returns with the kiln feed into the burning zone, and — due to its low volatility — leaves the kiln with the clinker.

If the SO_2 -content is insufficient to combine all alkalies, the circulation of the medium volatile alkali carbonates or of the high volatile alkali chlorides begins (see section 1.4.4.). So far as the alkali carbonates are not bound by the clinker phases (see section 1.5.) they evaporate again in the burning zone.

In the preheater, an excess of SO_2 is able to react with the CaCO_3 , and to return to the kiln as CaSO_4 . Then in the burning zone, it decomposes again and thus increases the SO_2 -circulation of the kiln gas. However, a certain part will appear in the clinker as undecomposed CaSO_4 .

The presence of alkalies in the raw mix in excess of the amount which is already combined by the sulfur contained in the raw mix, allows the use of high sulfur fuels without emitting noteworthy quantities of SO_2 by the kiln exit gases. The alkali sulfate combined by the clinker is of advantage for the early strength of the cement. On the other hand, higher sulfur contents can result in increased SO_2 emission with the exit gases, choking of the suspension preheater, as well as formation of kiln coating rings.

To control the setting time, cement needs a minimum amount of calcium sulfate, mostly in the form of gypsum added to the clinker. On the other hand, the maximum allowable SO_3 -content in the cement — to prevent „sulfate expansion“ — is established according to the various cement standards, between 2.5 and 4 % SO_3 . At the lowest limit imposed by cement standard specification, it could be possible that there is no sufficient scope left for an extensive sulfatizing of the alkalies.

1.4.4. Chloride

The chloride content of German cement raw mix fluctuates generally between 0.01 and 0.1 % by weight, sometimes rarely over 0.3 % [7a]. As already mentioned above, the chloride reacts with the alkalies in

von Alkalichloriden, die mit dem Ofengas abgeführt und im Vorwärmer niedergeschlagen werden. Sie wandern mit dem Brenngut in den Ofen zurück, aber zum Unterschied zu den Alkalisulfaten werden sie in der Sinterzone fast restlos verdampft. Da sie im Mehlovorwärmer fast quantitativ niedergeschlagen werden, bildet sich zwischen Sinterzone und Vorwärmer ein Kreislauf aus, bis der Ofenbetrieb wegen Verklebungen und Verkrustungen zum Stillstand kommt. Solche Kreisläufe müssen durch einen Teilabzug (Bypass) des Ofengases bis zu 10 oder 25 % unterbunden werden. Erfahrungsgemäß ist ein Teilabzug des Ofengases bei mehr als etwa 0.015 Gew.-% Cl im Rohmehl erforderlich [7a].

Man setzte früher vielfach den höchstwertigen Zementen Calciumchlorid zur Erhöhung der Anfangsfestigkeit zu. Nachdem sich gezeigt hat, daß Chloride das Rosten von Stahl fördern, was sich besonders nachteilig auf die Spanndrähte von vorgespanntem Beton auswirkt, dürfen nach der Neufassung der deutschen Zementnorm DIN 1164 von 1970 dem Zement keine Chloride mehr zugesetzt werden, jedoch darf der Zement Spuren von Chlorid aus den Rohstoffen, aber nicht mehr als 0.1 % Cl, enthalten [7c, 139].

1.4.5. Der Fluoridgehalt der üblichen Zementrohstoffe liegt in den Grenzen von 0.03 bis 0.08 %. Wegen der Schwerflüchtigkeit der Fluoride bilden sich — zum Unterschied von den Chloriden — keine störenden Kreisläufe im Ofensystem aus. Von dem früher üblichen Zusatz von Calciumfluorid zum Rohmehl (bis etwa 1 %) zur Erleichterung des Klinkerbrandes ist man im allgemeinen wieder abgekommen, weil man die Bindung des Kalkes durch bessere Homogenisierung und feinere Mahlung des Rohmehls erreicht.

1.4.6. Der Phosphorgehalt der meisten natürlichen Zementrohstoffe ist sehr niedrig (in Deutschland liegt der P_2O_5 -Gehalt im Klinker zwischen etwa 0.05 und 0.25 % [139]). Falls phosphorreiche Materialien verarbeitet werden müssen (z. B. P_2O_5 -reicher Kalkstein, industrielle Abfälle der Phosphorgewinnung), wird als zulässige Grenze etwa 2.5 % P_2O_5 im Klinker genannt [12b]. Aber auch schon P_2O_5 -Gehalte von mehr als etwa 0.5 % können starke Rückgänge insbesondere der Anfangsfestigkeit zur Folge haben [12c].

1.5. Mineralphasen des Portlandzementklinkers

Portlandzementklinker enthält etwa folgende chemische Bestandteile:

the rotary kiln, forming alkali chlorides, which leave the rotary kiln with the gases, and condense in the preheater. They return into the kiln with the raw mix, but unlike the alkali sulfates, they vaporize almost completely in the burning zone. Since they condense quantitatively in the preheater, they circulate between burning zone and preheater, until increasing coating requires shut-down of kiln operation. To prevent this phenomenon, part of the kiln gases (up to 10 or 25 %), are bypassed and do not enter the preheater. As is known from practice, bypassing of kiln gases is necessary at a chloride content of more than 0.015 % Cl in the raw mix [7a].

Previously, calcium chloride was added to high early strength cements to boost the initial strength of the cement. However, it appeared that chloride promotes corrosion of steel, which had a detrimental effect on the tension wires in prestressed concrete. Therefore, the revised German cement standard specification DIN 1164 of 1970, does not allow addition of chloride to the cement. However, traces of chlorides to a maximum of 0.1 % Cl are admitted, if they come from the raw material [7c, 139].

1.4.5. The fluoride content of conventional cement raw materials fluctuates within the limits of 0.03 and 0.08 %. In contradistinction to the chlorides, the fluorides do not volatilize easily, and thus do not disturb operations, since they do not circulate in the kiln system. The former practice of adding up to approximately 1 % of calcium fluoride to the raw mix, to facilitate clinker burning, is now in most cases abandoned, since the binding of lime can be achieved by a higher degree of homogenizing and finer grinding of the raw mix.

1.4.6. The phosphorus content of the commonly used natural cement raw materials is very low; in Germany, the P_2O_5 -content of the clinker is within the limits of about 0.05 and 0.25 % [139]. In cases where raw materials with a higher phosphorus content are used (e.g. limestone with a high P_2O_5 -content, or industrial wastes from phosphorus production), an admissible limit of about 2.5 % P_2O_5 in the clinker is quoted [12b]. However, it should be noticed that sometimes P_2O_5 -contents as low as 0.5 % can already cause a considerable decrease in strength, especially in the early strength of the cement [12c].

1.5. Mineral phases of the Portland cement clinker

Portland cement clinker contains approximately the following chemical constituents:

Tabelle 1.5.1.

SiO ₂	16–26 %	CaO	58–67 %
Al ₂ O ₃	4–8 %	MgO	1–5 %
Fe ₂ O ₃	2–5 %	K ₂ O + Na ₂ O	0–1 %
Mn ₂ O ₃	0–3 %	SO ₃	0.1–2.5 %
TiO ₂	0–0.5 %	P ₂ O ₅	0–1.5 %
Glühverlust — LOI 0.5–3 %			

Table 1.5.1.

1.5.1. Folgende Mineralphasen können im Portlandzementklinker enthalten sein (siehe Tabelle 1.5.2):

1.5.1. Portland cement clinker can contain the following mineral phases (see table 1.5.2):

Tabelle 1.5.2.

Table 1.5.2.

Bezeichnung Designation	Geltungsbereich Range of validity	Formel Formula	Abkürzung Abbreviation
Tricalciumsilikat (Alit) Tricalcium silicate (Alite)		3CaO · SiO ₂	C ₃ S
Dicalciumsilikat (Belit) Dicalcium silicate (Belite)		2CaO · SiO ₂	C ₂ S
Tricalciumaluminat Tricalcium aluminate	Al ₂ O ₃ ≥ Fe ₂ O ₃	3CaO · Al ₂ O ₃	C ₃ A
Tetracalciumaluminatferrit Tetracalcium aluminoferrite		4CaO · Al ₂ O ₃ · Fe ₂ O ₃	C ₄ AF
Calciumaluminatferrit (Mischkristallphase) Calcium aluminoferrite (Mixed-crystal phase)		2CaO · (Al ₂ O ₃ , Fe ₂ O ₃)	C ₂ (A, F)
Freier Kalk Free lime	Al ₂ O ₃ < Fe ₂ O ₃	CaO	
Freie Magnesia (Periklas) Free magnesium oxide (periclase)		MgO	
Alkalihaltiges Aluminat Alkali containing aluminate	K ₂ O + Na ₂ O > SO ₃	(K, Na) ₂ O · 8CaO · 3Al ₂ O ₃	(K, N)C ₆ A ₃
Alkalisulfat Alkali sulfate		(K, Na) ₂ SO ₄	
Calciumsulfat Calcium sulfate		CaSO ₄	

Die Klinkerminerale sind keine reinen Verbindungen, sondern Mischkristallphasen, die die Bestandteile der anderen Phasen in geringen Mengen in Mischkristallbindungen enthalten, ebenso die übrigen chemischen Begleitstoffe des Klinkers, die keine selbständigen Phasen zu bilden vermögen. Man hat deshalb, um den Unterschied zwischen den reinen Verbindungen und den Klinker-Mineralien begrifflich zu kennzeichnen, für die Hauptminerale des Klinkers C₃S und C₂S die Namen Alit und Belit beibehalten, mit denen sie 1897 von *Törnebohm* belegt wurden, der die Phasen mikroskopisch unterschied, aber ihre Zusammensetzung noch nicht kannte.

1.5.2 Alit (C₃S) ist das Hauptmineral des Klinkers und für dessen Festigkeitsqualität maßgebend. Das C₃S ist in sechs Modifikationen bekannt, von denen im Klinker aber nur zwei Hochtemperatur-Modifikationen auftreten, die durch Einbau von Fremdatomen stabilisiert sind [12a, 139].

Clinker minerals are not pure compounds but mixed crystal phases, which contain constituents of other phases in small amounts as combinations of mixed crystals; these crystals contain also the remaining chemical admixtures of the clinker, which are not able to form separate phases. To characterize the difference between the pure compounds and the clinker minerals, the designations for the main clinker components, namely alite for C₃S, and belite for C₂S were retained in practical use. *Törnebohm* coined these designations in 1897, when it was possible to identify these minerals microscopically, but when their chemical composition was not known.

1.5.2 Alite (C₃S) is the prevalent clinker mineral, determining its property of strength. Six modifications of C₃S are known, of which only 2 high temperature modifications appear in cement clinker; these modifications are stabilized by insertion of unrelated atoms [12a, 139].

1.5.3. *Belit* ist hauptsächlich die β -Modifikation des C_2S . Bei der Sinter Temperatur des Klinkers entsteht, wenn diese über etwa 1420°C liegt, α - C_2S , unterhalb 1420°C das α' - C_2S . Dieses wandelt sich während der Abkühlung des Klinkers bei 670°C in das metastabile β - C_2S um. Bei weiterer langsamer Kühlung kann sich aus dem β - C_2S die stabile γ -Modifikation bilden, ein Vorgang, der unter einer Volumenzunahme von 10 % verläuft und den Klinker unter Umständen zerrieseln läßt. Durch rasches Kühlen und die normalerweise im Belit vorhandenen Fremdbestandteile wird diese für die Qualität des Klinkers nachteilige Umwandlung in die hydraulisch inaktive γ -Phase vermieden.

Belit erhärtet wesentlich langsamer als Alit, erreicht aber nach längerer Zeit die gleichen Festigkeiten.

1.5.4. Ist im Klinker weniger Tonerde als Eisenoxid (in Molen gerechnet) vorhanden, dann verbinden sich beide Bestandteile mit Kalk zum *Calciumaluminatferrit* (siehe Tabelle 1.5.2.), eine Mischkristallphase mit dem Endglied $2\text{CaO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, in der Fe kontinuierlich durch Al ersetzt werden kann. Diese Mischkristallreihe ist an sich bis über das Molverhältnis $\text{Al}_2\text{O}_3 : \text{Fe}_2\text{O}_3 = 2 : 1$ hinaus existenzfähig, aber im Portlandklinker, der nur die kalkreichsten Verbindungen umfaßt, endet die Reihe zufällig ungefähr bei dem Verhältnis 1 : 1; wenn mehr Tonerde im Klinker vorhanden ist, wird der über dieses Verhältnis — das der Formel $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ entspricht — hinausgehende Tonerdeanteil in Form des noch kalkreicheren *Tricalciumaluminates* gebunden.

Das Tricalciumaluminat reagiert sehr schnell mit Wasser, hat aber keine sehr ausgeprägten hydraulischen Eigenschaften, doch erhöht es in Verbindung mit den Silikaten die Anfangsfestigkeit des Zements. — Das Calciumaluminatferrit trägt zur hydraulischen Erhärtung wenig bei [7b].

1.5.5. Die Alkalien werden, wie schon unter 1.4.3. erwähnt, nur dann in den Klinkerphasen gebunden, wenn die im Klinker vorhandene SO_3 -Menge nicht zur vollständigen Bindung als Alkalisulfat ausreicht. Sie gehen in alle Klinkerphasen ein, bevorzugt aber in die Aluminatphase. Auch in dieser sind sie nur in Mischkristallbindungen enthalten, wobei die in Tabelle 1.5.2. genannte Formelzusammensetzung nur bei gleichzeitigem Einbau von SiO_2 zu erreichen ist [12b].

1.6. Potentielle Klinkerzusammensetzung

Die chemische Analyse gibt ein Bild über die Zusammensetzung der Oxide im Klinker bzw. Zement. R. H. Bogue [13] hat ein Rechenverfahren entwickelt, wonach aus der chemischen Analyse der Gehalt an Klinkermineralien, vor allem C_3S , C_2S , C_3A und C_4AF errechnet werden kann. Es sei hier bemerkt, daß Bogue die so errechnete Klinkerzusammensetzung als potentielle Zusammensetzung (potential composi-

1.5.3. *Belite* is mainly the β -modification of C_2S . At sintering temperature of the clinker, if this temperature is above 1420°C , α - C_2S is generated; if this temperature is below 1420°C , α' - C_2S is formed. This modification changes during clinker cooling at about 670°C into the metastable β - C_2S . At further slow cooling, inversion into the hydraulically inactive γ -modification takes place. The transition from the β - C_2S into the γ -modification is accompanied by an increase in volume of about 10 %, whereby the clinker disintegrates. Fast cooling and chemical mixtures which are almost always present in the belite, prevent the transition from the β -modification into the detrimental and hydraulically inactive γ -modification.

Belite hardens considerably slower than alite; however, after a longer period of time it attains the same strength.

1.5.4. If the clinker contains less alumina than iron oxide (calculated in moles), then both constituents combine with lime, forming *calcium aluminoferrite* (see table 1.5.2.), which is a mixed crystal phase with the final link $2\text{CaO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, where the Fe can be continuously replaced by Al. As such, this line of mixed crystals is capable to exist also when exceeding the mole ratio $\text{Al}_2\text{O}_3 : \text{Fe}_2\text{O}_3 = 2 : 1$. However, in Portland cement clinker, containing only compounds with the highest lime content, this line ends incidentally at a ratio of about 1 : 1; if the clinker contains more alumina, that part of alumina exceeding this ratio — which complies with the formula $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ — is bound in the compound of the more lime containing *tricalcium aluminate*.

In spite of that tricalcium aluminate reacts very quickly with water, it does not show strong hydraulic properties, but in connection with silicates, it increases the initial strength of cement. The contribution to hydraulic hardening of the calcium aluminoferrite is minor [7b].

1.5.5. As was already mentioned in section 1.4.3., alkalis are bound by the clinker phases only if the amount of SO_3 present in the clinker, is not sufficient for complete binding in the form of alkali sulfate. They enter all clinker phases, but prefer the alumina phase. Also in this phase they are bound as mixed crystals, whereby the composition of the formula quoted in table 1.5.2. can be attained only when SiO_2 is simultaneously inserted [12b].

1.6. Potential clinker composition

The chemical analysis presents a picture of the composition of the oxides in the clinker or cement. R. H. Bogue [13] developed a calculating method, according to which the content of the clinker minerals, (above all C_3S , C_2S , C_3A , and C_4AF) can be derived from the chemical analysis. It should be mentioned that the clinker composition calculated according to this method was denoted by Bogue as a potential compo-

tion) bezeichnete. Potential heißt im englischen Sprachgebrauch — possible, but not actual — „möglich, aber nicht tatsächlich“, womit gesagt werden soll, daß die mit dem Bogue'schen Rechenverfahren ermittelte potentielle Klinkerzusammensetzung möglicherweise nicht gleich ist der tatsächlichen mineralogischen Zusammensetzung.

Der Gebrauch der Bogue'schen Berechnungsmethode ist wegen der guten Anschaulichkeit der Klinkerzusammensetzung und der möglichen Voraussage von Zementigenschaften weit verbreitet. Diese Berechnungsmethode ist bereits in den Zementnormen der USA, der UdSSR und vieler anderer Länder enthalten. Die US-Zementnormen enthalten jedoch eine Einschränkung, die besagt, daß die Oxide möglicherweise nicht tatsächlich, beziehungsweise vollständig in der Form der errechneten Verbindungen vorhanden sein müssen [14].

sition. Potential means possible but not actual, it may then be said that the potential clinker composition determined by Bogue's calculating method might possibly not be equal to the actual mineralogical composition.

Because of the clear presentation of the clinker composition and the possible prediction of cement properties, Bogue's calculating method is in common usage. This method of calculation already appears in the cement standards of the United States, the USSR, and in those of many other countries. However, the ASTM cement standards of the USA contain a restriction saying that expressing of chemical limitations of calculated compounds does not necessarily mean that the oxides are actually or entirely present as such compounds [14].

Werden die Oxide

If the oxides

mit

CaO, SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃
a, b, c, d

are denoted by
and the compounds

bezeichnet und die Verbindungen

C₃S, C₂S, C₃A, C₄AF
w, x, y, z

denoted by the symbols

mit den Buchstaben

dann kann man folgendermaßen rechnen: Zunächst sei noch gesagt, daß C₃S 73.69 % CaO und 26.31 % SiO₂ enthält; C₂S enthält 65.12 % CaO und 34.88 % SiO₂. Auch die Zusammensetzung von C₃A und C₄AF ist in Tabelle 1.6.1. angegeben. Nun werden die folgenden Beziehungen aufgestellt (siehe Tabelle 1.6.1):

then the following calculation can be performed: To begin with, we have to realize that C₃S contains 73.69 % CaO, and 26.31 % SiO₂, and C₂S contains 65.12 % CaO, and 34.88 % SiO₂. Table 1.6.1. also shows the composition of C₃A and C₄AF. Now we can set down the following proportions (see Table 1.6.1):

Tabelle 1.6.1.

Table 1.6.1.

		C ₃ S (w)	C ₂ S (x)	C ₃ A (y)	C ₄ AF (z)
a	CaO	0.7369	0.6512	0.6227	0.4616
b	SiO ₂	0.2631	0.3488	—	—
c	Al ₂ O ₃	—	—	0.3773	0.2098
d	Fe ₂ O ₃	—	—	—	0.3286

In einer Mischung der vier Verbindungen, ist der CaO-Anteil im C₃S gleich 0.7369 mal dem Prozentgehalt an C₃S; der CaO-Anteil im C₂S ist gleich 0.6512 mal dem Prozentgehalt an C₂S, usw. Den Gesamtgehalt an CaO gibt die Summe dieser Werte oder:

Hence, in any mixture of the four compounds, the CaO in the C₃S is equal to 0.7369 times the per cent of C₃S; the CaO in the C₂S is equal to 0.6512 times the per cent of C₂S, etc. The total CaO is then the sum of these values, or:

$$\begin{aligned} a &= 0.7369 w + 0.6512 x + 0.6227 y + 0.4616 z \\ b &= 0.2631 w + 0.3488 x \\ c &= 0.3773 y + 0.2098 z \\ d &= 0.3286 z \end{aligned}$$

Nach Lösung für w, x, y und z:

Solving for w, x, y, and z:

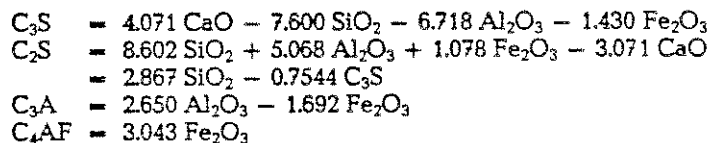
$$\begin{aligned} w &= 4.071 a - 7.600 b - 6.718 c - 1.430 d \\ x &= 8.602 b + 5.068 c - 3.071 a + 1.078 d \\ y &= 2.650 c + 1.692 d \\ z &= 3.043 d \end{aligned}$$

1. Rohstoffe

1. Raw materials

Auf die 4 Verbindungen angewendet:

Applying the above to the four compounds:



Die Verbindungen in anderen Systemen können auf ähnliche Weise errechnet werden. In der Praxis treten folgende Klinkerphasen auf:

The compounds in other systems may be calculated by a similar procedure. In practice the following phase compositions can be encountered:

Nr. 1	Normaler Zement	$C_3S + C_2S + C_3A + C_4AF$	Standard cement	No. 1
Nr. 2	Eisenoxidreicher Zement	$C_3S + C_2S + C_4AF + C_2F$	Cement high in iron oxide	No. 2
Nr. 3	Kalkreicher Zement	$\text{CaO} + C_3S + C_3A + C_4AF$	Cement high in lime	No. 3
Nr. 4	Kalk- und Eisenoxidreicher Zement	$\text{CaO} + C_3S + C_4AF + C_2F$	Cement high in lime and iron oxide	No. 4

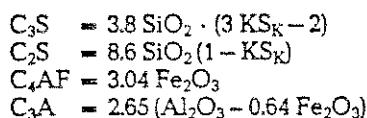
In der UdSSR ist eine andere Rechnungsweise zur Ermittlung der Phasenzusammensetzung unter Anwendung der Kind'schen Kalksättigungsformel

In the USSR there is another calculating method in use for the determination of the phase composition, namely by using Kind's lime saturation formula

$$KS_K = \frac{\text{CaO} - (1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ Fe}_2\text{O}_3)}{2.8 \text{ SiO}_2}$$

in Gebrauch (siehe auch unter 1.8.1.):

(see also section 1.8.1.):



In einer Untersuchungsarbeit über Zementeigenschaften hat *Brown* [17] den Mineraliengehalt verschiedener Klinker mikroskopisch bestimmt und gleichzeitig nach der Bogue'schen Rechnungsweise berechnet. Besonders große Unterschiede zwischen den von *Brown* gefundenen Werten beider Bestimmungsmethoden sind in Tabelle 1.6.2. angeführt.

Investigating cement properties, *Brown* [17] determined microscopically the mineral content of various clinkers, simultaneously applying Bogue's calculating method for comparison. The maximum values which *Brown* found using both methods of determination, are enumerated in table 1.6.2.

Tabelle 1.6.2.

Table 1.6.2.

Mikroskopisch bestimmter sowie errechneter Gehalt an Klinkermineralien Content of clinker minerals, microscopically estimated as well as found by calculation								
Klinker Nr. Clinker No.	C ₃ S		C ₂ S		C ₃ A		C ₄ AF	
	M	B	M	B	M	B	M	B
11	57.7	55.1	12.8	19.4	5.4	12.6	2.8	7.3
18	60.3	48.9	16.9	26.3	6.3	14.0	3.9	6.6
33	70.2	63.5	4.2	12.4	10.0	11.2	4.3	7.9
51	39.6	46.7	44.5	36.5	1.0	4.0	6.3	9.8
M = mikroskopisch bestimmt — estimated microscopically B = errechnet nach R. H. Bogue — calculated according to R. H. Bogue								

Die bisherige Erfahrung erlaubt jedoch festzustellen, daß die Qualifizierung von Zementen auf Grund der berechneten Klinkermineralien hinreichend gute Dienste leistet.

Nevertheless, practical experience justifies the statement that qualification of cements based on calculated clinker minerals is of sufficient usefulness.

In der UdSSR wurde auch eine chemische Naßanalysemethode zur unmittelbaren quantitativen Bestimmung von C_3S , C_2S und C_3A ausgearbeitet. Diese Methode beruht auf der unterschiedlichen Löslichkeit dieser Minerale in Borsäure und Essigsäure [18].

1.7. Zement-Moduln

Portlandzement wurde lange Zeit auf der Grundlage von praktischen Erfahrungen erzeugt, die während der Produktion gesammelt wurden. Durch Vergleiche chemischer Analysen von Portlandzement hat man herausgefunden, daß bestimmte Beziehungen bestehen zwischen den Prozentgehalten von Kalk einerseits und von Kieselsäure, Aluminiumoxid und Eisenoxid andererseits. Diese Beziehung der Oxide zueinander ist der

1.7.1. Hydraulischer Modul

Er hat die folgende Formel:

$$HM = \frac{CaO}{SiO_2 + Al_2O_3 + Fe_2O_3} = 1.7 - 2.3$$

Zemente guter Qualität hatten einen hydraulischen Modul von etwa 2. Zemente mit $HM < 1.7$ wiesen meistens ungenügende Festigkeiten auf; Zemente mit $HM = 2.4$ und darüber waren meist nicht volumenbeständig.

Wie aus der Formel zu erkennen ist, charakterisiert der hydraulische Modul den Zement durch das Verhältnis von CaO zur Summe der Hydraulefaktoren, d. i. SiO_2 , Al_2O_3 und Fe_2O_3 . Im allgemeinen ist der HM mit den Werten 1.7 bis 2.3 begrenzt. Man fand, daß mit steigendem HM mehr Wärme zum Brennen des Klinkers erforderlich ist, die Festigkeiten — besonders die Anfangsfestigkeiten — zunehmen, die Hydratationswärme zunimmt und die chemische Widerstandsfähigkeit abnimmt. Der hydraulische Modul ist verschiedentlich noch heute in Gebrauch. Zur besseren Beurteilung des Zementes wurden später der Silikatmodul und der Tonerdemodul eingeführt, die den hydraulischen Modul gewissermaßen ergänzen.

1.7.2. Der Silikatmodul repräsentiert das Gewichts-Verhältnis von SiO_2 zur Summe von Al_2O_3 und Fe_2O_3 :

$$SM = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

Der Silikatmodul liegt allgemein zwischen 1.9 und 3.2. Günstige Werte des Silikatmoduls sind zwischen 2.2 und 2.6. Auch sind zuweilen höhere Werte von Silikatmoduln anzutreffen, wie z. B. 3 bis 5 und manchmal sogar darüber, und zwar bei hochkieselsäurehaltigen und bei weißen Portlandzementen. Ebenfalls sind niedrige Werte von Silikatmoduln wie z. B. 2 und

In the USSR a chemical wet analysis method was developed for the direct quantitative determination of C_3S , C_2S and C_3A . This method depends on the different solubility of these minerals in boric acid and in acetic acid [18].

1.7. Cement modules

For a long time Portland cement was manufactured on the basis of practical experience collected from the process of production. When comparing chemical analyses of Portland cement, it was found that certain relations exist between the percentages of lime on the one hand and the combination of silica, alumina and iron oxide on the other. Later, this oxide ratio gave rise to the formulation of the so-called

1.7.1. Hydraulic modulus

which has the following form:

The hydraulic modulus of good quality cements was approximately 2. Cements with $HM < 1.7$ showed mostly insufficient strength; cements with $HM = 2.4$ and more had poor stability of volume.

As the formula demonstrates, the hydraulic modulus characterizes the cement by the ratio of CaO to the total of the hydraulic factors, i. e. SiO_2 , Al_2O_3 , and Fe_2O_3 . The HM is generally limited by the values 1.7 to 2.3. It was found that with an increasing HM , more heat is required for clinker burning; the strengths, especially the initial strengths step up and also the heat of hydration rises; and simultaneously the resistance to chemical attack decreases. At times the hydraulic modulus is still used. Later, for a better evaluation of the cement, the silica ratio and the alumina ratio were introduced; to a certain degree these ratios supplement the hydraulic modulus.

1.7.2. The silica ratio represents the proportion of SiO_2 to the total of Al_2O_3 and Fe_2O_3 :

$$SR = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

Generally, the silica ratio runs between 1.9 and 3.2. Preferred figures of the silica ratio are between 2.2 and 2.6. Now and then also higher figures for silica ratios can be met with as e.g. 3 to 5 and sometimes even beyond that, specifically for high siliceous cements and for white Portland cements. Likewise, low figures for silica ratios can be accepted as low as

darunter bis 1.5 anzutreffen. Ein steigender Silikatmodul verschlechtert im allgemeinen die Brennbarkeit des Klinkers bei abnehmendem Gehalt an Schmelzphase und geringer Neigung zur Ansatzbildung im Ofen. Weiter verursacht ein steigender Silikatmodul ein langsames Abbinden und Erhärten des Zementes. Bei fallendem Silikatmodul steigt der Gehalt an Schmelzphase; dies bedingt gute Brennbarkeit des Klinkers und Ansatzbildung im Ofen.

Kieselsäuremodul

Das Verhältnis von $\frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3}$ wurde von *Mussgnug* als

Kieselsäuremodul bezeichnet. Beim Klinkerbrennen im Drehofen sind gute Ansatzbedingungen in der Brennzone gegeben, wenn der Wert des Quotienten zwischen 2.5 und 3.5 liegt und wenn gleichzeitig der Wert des Tonerdemoduls sich in den Grenzen von 1.8 bis 2.3 hält. Dieser Modul sollte mit dem oben beschriebenen Silikatmodul nicht verwechselt werden.

1.7.3. Tonerdemodul

Der Tonerdemodul charakterisiert den Zement durch das Gewichts-Verhältnis von Tonerde zu Eisenoxid:

$$\text{TM} = \frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3}$$

Im allgemeinen weist der Tonerdemodul Werte von 1.5 bis 2.5 auf. Zemente mit hohem Tonerdegehalt haben einen TM von 2.5 und darüber. Zemente mit niedrigem Tonerdegehalt haben Tonerdemoduln unter 1.5 (sogenannte Ferrozemente). Der Tonerdemodul ist entscheidend für die Zusammensetzung der Schmelzphase im Klinker. Ist der $\text{TM} = 0.637$, dann sind beide Oxide in ihrem Molekularverhältnis vorhanden und im Klinker kann nur Tetracalciumaluminatferrit, $4 \text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, entstehen; der Klinker kann deshalb rechnerisch kein Tricalciumaluminat $3 \text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ enthalten. Dies ist der Fall beim sogenannten Ferrari-Zement, der sich durch niedrige Hydratationswärme, langsames Abbinden und geringe Schwindung auszeichnet. Ein hoher Tonerdemodul bei niedrigem Silikatmodul hat als Resultat unter anderem einen schnell abbindenden Zement, der zur Regelung der Abbindezeit einen höheren Gipszusatz erfordert.

1.8. Kalkformeln

1.8.1. Kalksättigungsgrad

Die volle Kalksättigung im Klinker ist dann erreicht, wenn alle Kieselsäure als C_3S , alles Eisenoxyd mit der äquivalenten Menge Tonerde als C_4AF und die überschüssige Tonerde als C_3A gebunden sind:

2 and down to 1.5. An increasing silica ratio impairs the burnability of the clinker, by reducing liquid phase content and tendency toward formation of coating in the kiln. An increasing silica ratio also causes a slow setting and hardening of the cement. With a decreasing silica ratio the content of liquid phase increases; this improves the burnability of the clinker and the formation of coating in the kiln.

Silicic acid ratio

Mussgnug called the ratio $\frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3}$ silicic acid ratio.

When burning clinker in the rotary kiln, favorable coating conditions are created in the burning zone when the value of this quotient is limited to 2.5–3.5, simultaneously keeping the value of the alumina ratio between 1.8–2.3. The silicic acid ratio should not be confused with the silica ratio discussed previously.

1.7.3. Alumina ratio

The alumina ratio characterizes the cement by the proportion of alumina to iron oxide:

$$\text{AR} = \frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3}$$

Generally, the values of the alumina ratio are in the range from 1.5 to 2.5. High alumina cements show an alumina ratio of 2.5 and more. The alumina ratio of low alumina cements is below 1.5 (so-called ferro-cements). The alumina ratio determines the composition of liquid phase in the clinker. Where the alumina ratio is 0.637, both oxides are present in their molecular ratios, and therefore only tetracalcium aluminoferrite can be formed in the clinker ($4 \text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$); consequently, the clinker cannot numerically contain tricalcium aluminate ($3 \text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$). This is the case with the so-called Ferrari-cement which is characterized by low heat of hydration, slow setting, and low shrinking. A high alumina ratio together with a low silica ratio results among other things, in a fast setting of the cement; this requires the addition of a higher gypsum rate to control the setting time.

1.8. Lime formulas

1.8.1. Lime saturation factor

To attain complete lime saturation in the clinker, the total silica must be combined as C_3S , all iron oxide must combine with the equivalent amount of alumina to C_4AF , and the remaining alumina must combine to C_3A . Expressed in parts by weight:

1.8. Kalkformeln

1.8. Lime formulas

1 Gewt. SiO_2 in C_3S bindet $\frac{3 \cdot 56}{60} = 2.8$ Gewt. CaO

1 part SiO_2 in C_3S binds $\frac{3 \times 56}{60} = 2.8$ parts CaO

1 Gewt. Al_2O_3 in C_3A bindet $\frac{3 \cdot 56}{102} = 1.65$ Gewt. CaO

1 part Al_2O_3 in C_3A binds $\frac{3 \times 56}{102} = 1.65$ parts CaO

1 Gewt. Al_2O_3 in C_4AF bindet $\frac{2 \cdot 56}{102} = 1.1$ Gewt. CaO

1 part Al_2O_3 in C_4AF binds $\frac{2 \times 56}{102} = 1.1$ parts CaO

1 Gewt. Fe_2O_3 in C_4AF bindet $\frac{2 \cdot 56}{160} = 0.7$ Gewt. CaO

1 part Fe_2O_3 in C_4AF binds $\frac{2 \times 56}{160} = 0.7$ parts CaO

Um die gesamte Tonerde in *einem* Posten zu erfassen, denkt man sich das C_4AF in $\text{C}_3\text{A} + \text{CF}$ zerlegt. Von 1 Gewt. Fe_2O_3 werden dann rechnermäßig nur 0.35 Gewt. CaO gebunden.

To include the total alumina in *one* position one has to assume that the C_4AF consists of $\text{C}_3\text{A} + \text{CF}$. Then $\frac{\text{CaO}}{\text{Fe}_2\text{O}_3} = \frac{56}{160} = 0.35$, i.e. 1 part Fe_2O_3 binds only 0.35 parts CaO .

Die maximale Kalkmenge ist also

Then the maximum amount of lime is (at an alumina ratio > 0.64)

$$\text{CaO}_{\max(\text{TM} > 0.64)} = 2.8 \text{ SiO}_2 + 1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

Dasselbe Resultat erhält man naturgemäß, wenn man in der Bogue-Formel $\text{C}_2\text{S} = 0$, oder in der Kind-Formel (siehe unten) $\text{KS}_K = 1$ setzt.

The same result can be obtained if the C_2S in the Bogue-formula equals zero, or, in the Kind formula (see below) $\text{KS}_K = 1$.

Die Kalkhöhe eines Klinkers wird dann durch den Kalksättigungsgrad, also durch das Verhältnis des effektiven zum maximal möglichen Kalkgehalt des Klinkers, gekennzeichnet.

Then the lime level in a clinker is characterized by the lime saturation factor (LSF), i.e. by the ratio of the effective lime content to the maximum possible lime content in the clinker.

$$\frac{\text{KSG}}{\text{LSF}} = \frac{100 \text{ CaO}}{2.8 \text{ SiO}_2 + 1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ Fe}_2\text{O}_3}$$

Die in der Sowjetunion verwendete Kind'sche Formel geht davon aus, daß sich die unvollständige Kalksättigung nur in einer geringeren Bindung von Kalk an Kieselsäure äußert.

Kind's formula, which is in use in the Soviet Union is based on the assumption that the incomplete lime saturation results only from a lower degree of binding between lime and silica.

$$\text{CaO} = \text{KS}_K \cdot 2.8 \text{ SiO}_2 + 1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

daraus $\text{KS}_K =$

and from this: $\text{KS}_K =$

$$\frac{\text{CaO} - (1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ Fe}_2\text{O}_3)}{2.8 \text{ SiO}_2}$$

Für technische Zwecke bewegt sich der Wert für den Kalksättigungsgrad nach obiger Formel zwischen 0.80 und 0.95.

For technical purposes, the rate of the lime saturation factor, according to the above formula, fluctuates between 0.80 and 0.95.

In eisenoxidreichen Klinkern ($\text{TM} \leq 0.64$) ist die Tonerde nur in der Mischkristallphase C_4AF gebunden, und die maximale Kalkmenge und der Kalksättigungsgrad werden

In clinker showing a high iron oxide content (alumina ratio, $\text{AR} < 0.64$), alumina is bound only in the mixed crystal phase C_4AF , and the maximum lime content as well as the lime saturation factor are:

$$\text{CaO}_{\max(\text{AR} \leq 0.64)} = 2.8 \text{ SiO}_2 + 1.1 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.7 \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

$$\frac{\text{KSG}}{\text{LSF}} \left(\frac{\text{TM}}{\text{AR}} \leq 0.64 \right) = \frac{100 \text{ CaO}}{2.8 \text{ SiO}_2 + 1.1 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.7 \text{ Fe}_2\text{O}_3}$$

In gleicher Weise ändern sich für $TM \leq 0.64$ die Faktoren der Kind'schen Formel.

So also, the factors in Kind's formula change if $AR \leq 0.64$.

1.8.2 Kalkstandard

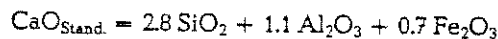
Die unter 1.8.1. behandelte Kalksättigung hat ebenso wie die unter 1.6. angegebene Phasenberechnung nach Bogue zur Voraussetzung, daß die Abkühlung des Klinkers von der Sintertemperatur so langsam erfolgt, daß die Sinterschmelze sich während der Kristallisation mit den festen Phasen ins Gleichgewicht setzen kann.

Das ist bei den Klinkern mit Gehalten an C_3A nicht der Fall. Bei der Sintertemperatur von etwa $1450^\circ C$ sind die Silikatminerale C_3S und C_2S und ggf. noch nicht umgesetzter freier Kalk fest, C_3A und C_4AF sind geschmolzen. Diese Schmelze ist aber kalkärmer als dem Anteil der Verbindung C_3A entspricht und kann erst während der Kristallisation den zur vollständigen Bildung von C_3A noch fehlenden Kalk den in fester Form vorliegenden kalkreichsten Phasen — freies CaO und C_3S — entziehen [18a]. Bei der raschen technischen Klinkerkühlung können aber diese Vorgänge nicht ablaufen, es kann praktisch nicht mehr Kalk von der Aluminatschmelze gebunden werden, als sie bei der Sintertemperatur bereits aufgenommen hat („eingefrorenes Gleichgewicht“ nach Kühl). Experimentelle Untersuchungen haben gezeigt, daß die kalkreichste Aluminatschmelze praktisch zwei Moleküle CaO je Al_2O_3 bindet. Das ist also die unter technischen Bedingungen erreichbare Kalkgrenze, der „Standardkalk“

1.8.2 Lime standard

The lime saturation discussed in section 1.8.1., as well as Bogue's phase calculation shown under 1.6., are based on the assumption that from the sintering temperature the clinker cools down at such slow rate that during crystallization the liquid phase can achieve equilibrium with the solid phases.

However, this is not the case with clinkers containing C_3A . At the sintering temperature of about $1450^\circ C$, the silicate minerals C_3S and C_2S , and possibly not transposed free lime are in a solid state, whereas C_3A and C_4AF are in a state of fusion. However, the liquid phase is lower in lime than it would result from participation in C_3A ; to complete the C_3A , the lime deficiency can be restored by extracting the lacking lime during the crystallization process from the solid phases, which simultaneously are the most richest in lime, namely free lime and C_3S [18a]. However, these processes cannot be completed during fast technical clinker cooling; practically, the liquid aluminate cannot bind more lime than it already has absorbed at sintering temperature („frozen equilibrium“, according to Kühl). Experimental investigations showed that the most lime saturated liquid aluminate binds practically two molecules CaO per Al_2O_3 . Therefore, under technical conditions, this is the attainable lime limit, the so-called „standard lime“



und man sieht, daß die Formel die gleichen Koeffizienten hat wie unter 1.8.1. der Sättigungskalk bei $TM \leq 0.64$. Daraus ergibt sich der Kalkstandard als das Verhältnis des tatsächlichen Kalkgehalts zum Standardkalk:

This formula shows the same coefficients as the lime saturation factor (section 1.8.1.) with an alumina ratio $AR \leq 0.64$. From this we get the lime standard as the ratio of the real lime content to the standard lime:

KSt (Kalkstandard) =

KSt (Lime Standard) =

$$\frac{100 CaO}{2.8 SiO_2 + 1.1 Al_2O_3 + 0.7 Fe_2O_3}$$

Dieser wurde später als KSt I bezeichnet, um ihn von der genaueren Fassung zu unterscheiden, die sich auf die Untersuchungen des Vierstoffsystems $CaO - SiO_2 - Al_2O_3 - Fe_2O_3$ gründet und als KSt II gekennzeichnet ist:

Later this standard was denoted as Lime Standard I (KSt I), to differentiate this formula from the more precise investigations based on the quaternary system $CaO - SiO_2 - Al_2O_3 - Fe_2O_3$ and denoted as Lime Standard II (KSt II):

$$KSt II = \frac{100 CaO}{2.8 SiO_2 + 1.18 Al_2O_3 + 0.65 Fe_2O_3}$$

Die veränderten Koeffizienten rühren daher, daß nach der genauen Untersuchung 2.15 Moleküle CaO je Al_2O_3 in der Schmelze gefunden werden, und für die rechnermäßige Bindung an Fe_2O_3 nur $4 - 2.15 = 1.85$ Moleküle CaO übrig bleiben.

The different coefficients result from precise examinations which showed that in the liquid phase 2.15 molecules of CaO are bound per Al_2O_3 and that according to calculation, to binding the Fe_2O_3 remain only $4 - 2.15 = 1.85$ molecules CaO .

1.9. Sonstige Moduln

Kürzlich wurde eine weitere Verfeinerung der Kühl'schen Kalkstandardformel unter Berücksichtigung des MgO-Gehaltes vorgeschlagen [21]:

$$\text{KSt III} = \frac{100 (\text{CaO} + 0.75 \text{MgO})}{2.8 \text{SiO}_2 + 1.18 \text{Al}_2\text{O}_3 + 0.65 \text{Fe}_2\text{O}_3}$$

Für die verfeinerte Formel sind MgO-Werte nur bis zu 2 % einzusetzen, da über diesen Wert hinaus das MgO als Periklas vorliegt (siehe 1.4.1.).

In der Praxis wird im allgemeinen KSt II angewandt [7b]. Dieser Wert entspricht genau dem britischen „Lime Saturation Factor“, der also die gleiche Bedeutung hat wie der deutsche Kalkstandard (KSt), aber nicht wie der deutsche Kalksättigungsgrad (KSG). Für $\text{TM} \leq 0.64$ besteht kein Unterschied zwischen KSt und KSG.

Der „Lime Saturation Factor“ ist auch in die Britische Norm aufgenommen und dient dort zur Definition der zulässigen Grenzen des Kalkgehaltes [23].

$$\text{LSF} = \frac{\text{CaO} - 0.7 \text{SO}_3}{2.8 \text{SiO}_2 + 1.2 \text{Al}_2\text{O}_3 + 0.65 \text{Fe}_2\text{O}_3} = \leq 1.2 - \geq 0.66$$

Der LSF bezieht sich in dieser Formel auf den Zement. Der Faktor -0.7SO_3 im Zähler bedeutet, daß der dem analytisch gefundenen SO_3 -Gehalt entsprechende CaO-Gehalt vom Gesamt-CaO abzuziehen ist, wobei man unterstellt, daß das gesamte SO_3 aus dem zugemahlten Gips und kein Anteil aus dem Klinker stammt.

Ein hoher Kalkstandard bedingt normalerweise hohe Zementfestigkeiten. Folgende Kalkstandard-Werte können als Anhaltzahlen für Portlandzemente angesehen werden:

Normaler Portlandzement
Hochwertiger Portlandzement

90 – 95
95 – 98

Standard Portland cement
High early strength cement

Ein Kalkstandard über 100 hat freien Kalk im Klinker zur Folge. Hoher Kalkstandard erfordert jedoch einen höheren Wärmeaufwand beim Brennen des Klinkers.

1.9. Other modules

Recently, a further refinement of Kühl's lime standard formula was proposed, taking into consideration the MgO-content [21].

For the refined formula, MgO-contents only of up to 2 % can be used, since above this limit, the MgO appears as periclase (see 1.4.1.).

Generally, the KSt II is commonly in use [7b]. This value complies exactly with the British „Lime Saturation Factor“. It has the same meaning as the German Lime Standard (KSt), but is not the same as the German Lime Saturation Factor (KSG). For $\text{TM} \leq 0.64$, there is no difference between KSt and KSG.

The „Lime Saturation Factor“ is also part of the British Standard Specification, and serves for the definition of the admissible lime content [23].

In this formula the LSF refers to the finished cement. The factor 0.7SO_3 in the numerator means that the CaO-content which equals the analytically estimated SO_3 -content, should be subtracted from the total CaO-content. In connection with this it is assumed that the total SO_3 comes from the added gypsum and not from the clinker.

A high lime standard normally causes high cement strengths. The following lime standard values are characteristic for Portland cements:

Free lime is caused by a lime standard above 100. However, a high lime standard requires a higher heat consumption for clinker burning.

1.9. Sonstige Moduln

In Frankreich wird der Kalkgehalt nach dem sogenannten hydraulischen Index (indice d'hydraulicité) beurteilt; er lautet (in Molen) [3]:

$$\frac{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3}{\text{CaO} + \text{MgO}} = 0.42 - 0.48$$

In den neuesten französischen Zementnormen (NFP 15-302, 1964) ist dieser Begriff jedoch nicht mehr enthalten.

Es seien noch nachstehende Formeln genannt: Die folgende Formel ist ein Versuch, dem bekannten Silikatmodul einen anderen Ausdruck zu geben [3]:

1.9. Other modules

In France the lime content is rated according to the so-called hydraulic index (indice d'hydraulicité); it reads (in mols) [3]:

However, recent French standards (NFP 15-302, 1964) do no more contain this term.

In the following more formulas may be quoted: The next one is an attempt to express the known silica ratio in another way [3]:

$$SM = \frac{C_3S + C_2S}{C_4AF + C_3A (+ C_2F)}$$

Mit steigendem SM wächst die Widerstandsfähigkeit gegen chemische und atmosphärische Einflüsse und steigt vor allem die Festigkeit des Zementes.

An increasing SM intensifies the resistance against chemical and atmospheric attack and causes principally higher cement strength.

Erhärtungsmodul:

Hardening ratio:

$$M_E = \frac{C_3S}{C_2S}$$

Mit steigendem M_E wachsen die Anfangsfestigkeiten der Zemente, steigt die Hydrationswärme und verringert sich der Widerstand gegen chemische Einflüsse. Gewöhnliche Zemente haben einen M_E von über 0.5. M_E von frühhochfesten Zementen ist etwa 8; Zemente mit $M_E < 0.5$ sind belitische Zemente und neigen zum Selbstzerfall des Klinkers.

With an increasing M_E there is an increase in the initial strengths of the cements, an increase in heat of hydration and a reduced resistance to chemical attack. The M_E of standard cements is above 0.5. High early strength cements have an M_E of approximately 8; cements with $M_E < 0.5$ are belitic cements and tend to self disintegration of the clinker.

Eine Kombination der beiden Moduln, d. i. M_S und M_E weist einen näheren Zusammenhang auf zwischen diesen Moduln und C_3S sowie C_2S :

A combination of both moduln, i. e. M_S and M_E shows a closer connection between these moduln and C_3S and C_2S respectively:

$$C_3S = \frac{M_S \cdot M_E}{(M_S + 1) \cdot (M_E + 1)}$$

$$C_2S = \frac{M_S}{(M_S + 1)(M_E + 1)}$$

Kalorischer Modul:

Caloric module:

$$M_K = \frac{C_3S + C_3A}{C_2S + C_4AF}$$

Mit steigendem M_K steigt die Hydrationswärme des Zementes. Für M_K werden Werte genannt, die zwischen 0.3 und 1.8 liegen.

An increasing M_K causes an increase in the heat of hydration of the cement. Quoted values for M_K are within the limits of 0.3 and 1.8.

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

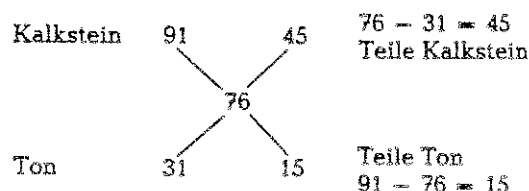
Die Berechnung der Zusammensetzung des Rohmehles hat zum Zweck, das Mengenverhältnis der Rohmaterialkomponenten zu ermitteln, um dem erbrannten Klinker die gewünschte chemische und mineralogische Zusammensetzung zu geben. Hierfür gibt es verschiedene Rechnungsarten — von den einfachsten bis zu den mehr komplizierten. Als Grundlage dient die chemische Zusammensetzung der Rohstoffe. Die Analyseergebnisse sollen im allgemeinen zwei Dezimalstellen enthalten. Analyseergebnisse, die mehr als 100 % enthalten, sollen rechnerisch auf 100 % reduziert werden; für diesen Zweck wird jeder Bestandteil proportional reduziert. Ist andererseits die Summe der Bestandteile kleiner als 100, dann werden diese nicht auf 100 proportional erhöht; in diesem Falle ist die Differenz zu 100 als Rest-Bestandteil bezeichnet, so daß dann die Summe aller Bestandteile 100 % ergibt.

2.1. Rechenkreuzverfahren

Die einfachste Rechenart zur Lösung von Mischungsaufgaben ist die des Mischungskreuzes, mit der die Proportion von zwei Rohstoffkomponenten ermittelt wird. Es wird nur der gewünschte Kalkgehalt festgelegt, um daraus die Proportion beider Komponenten abzuleiten.

Beispiel 2.1.

In welchem Verhältnis ist Kalkstein mit 91 % CaCO_3 -Gehalt und Ton mit 31 % CaCO_3 -Gehalt zu mischen, um ein Rohmehl mit 76 % CaCO_3 zu erhalten? Nach dem Mischungskreuz wird wie folgt verfahren:



Um Rohmehl mit einem CaCO_3 -Gehalt von 76 % zu erhalten, sind 45 Teile Kalkstein mit 15 Teilen Ton zu mischen. Demnach wird das Rohmehl zusammengesetzt sein aus, bzw. gemischt sein im Verhältnis von Kalkstein : Ton = 45 : 15 oder wie 3 : 1.

2. Calculation of raw mix composition

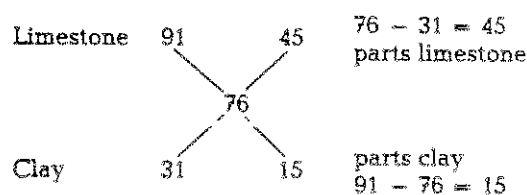
The purpose of calculating the composition of the raw mix is to determine the quantitative proportions of the raw components, in order to give the clinker the desired chemical and mineralogical composition. For this, there are many methods of calculation; from the most simple to the more complicated ones. The basis for calculation is the chemical composition of the raw materials. Generally, data of chemical analyses should be accurate to two decimals. Results of analyses in excess of 100 %, should be arithmetically reduced to 100 %, each constituent being proportionally reduced. If on the other hand the total of the constituents is less than 100, the constituents are not proportionally increased to 100; in this case the difference from 100 is denoted as "rest", so that the total of all constituents is then 100.

2.1. Alligation alternate method

The simplest course of calculation for solving blending problems is known as alligation alternate; this method allows the determination of the proportion of two raw material components. In this case, only the required lime content is fixed as a setpoint, so that the proportion of both components can be determined.

Example 2.1.

What mixing proportion is required for limestone with 91 % CaCO_3 , and clay with 31 % CaCO_3 , to get a raw mix with a CaCO_3 content of 76 %? According to alligation alternate, the procedure is as follows:



To get a raw mix with a CaCO_3 content of 76 %, 45 parts of limestone should be mixed with 15 parts of clay. Thus the proportion of the components in the raw mix, i. e. limestone : clay = 45 : 15, or 3 : 1.

2.2 Berechnung nach dem hydraulischen Modul

Diese Methode ist auf zwei Rohstoffkomponenten anwendbar mit einem für den Klinker gewählten hydraulischen Modul [15, 16]. Um die nachstehenden Rechnungen zu vereinfachen, verwendet man Symbole, mit denen man Klinkerbestandteile, Rohstoffe und Kohlenasche bezeichnet; diese Symbole sind in Tabelle 2.1. enthalten.

Tabelle 2.1.

Rechnungssymbole für die Bezeichnung von Klinker- und Rohstoffbestandteilen Calculation symbols for designation of clinker and raw mat. components							
Verbindungen Compounds	Klinker Clinker	Rohmehl Raw mix	Rohstoff Nr. 1 Raw mat. No 1	Rohstoff Nr. 2 Raw mat. No 2	Rohstoff Nr. 3 Raw mat. No 3	Rohstoff Nr. 4 Raw mat. No 4	Kohlenasche Coal ash
CaO	C	C_m	C_1	C_2	C_3	C_4	C_a
SiO ₂	S	S_m	S_1	S_2	S_3	S_4	S_a
Al ₂ O ₃	A	A_m	A_1	A_2	A_3	A_4	A_a
Fe ₂ O ₃	F	F_m	F_1	F_2	F_3	F_4	F_a

Table 2.1.

Unter Benutzung dieser Symbole werden die hydraulischen Moduln für Klinker und Rohmehl sein:

Applying these symbols, the hydraulic moduli for clinker and raw mix will be:

(für Klinker)

$$HM = \frac{C}{S + A + F}$$

(for clinker)

(für Rohmehl)

$$HM = \frac{C_m}{S_m + A_m + F_m}$$

(for raw mix)

Da beide Moduln denselben Wert haben, kann man gleichsetzen:

Since both moduli are of the same value, one can equate:

$$HM = \frac{C}{S + A + F} = \frac{C_m}{S_m + A_m + F_m}$$

Nach dieser Berechnungsmethode wird angenommen, daß x Teile des ersten Rohstoffes auf einen Teil des zweiten Rohstoffes entfallen. Unter dieser Annahme können die Mengen der einzelnen Rohstoffkomponenten mit den folgenden Formeln berechnet werden:

According to this method of calculation it is assumed that x parts of the first raw material are apportioned to one part of the second raw material. Under this assumption, the quantities of the particular raw material components can be calculated by using the following formulas:

$$C_m = \frac{x C_1 + C_2}{x + 1}$$

$$S_m = \frac{x S_1 + S_2}{x + 1}$$

$$A_m = \frac{x A_1 + A_2}{x + 1}$$

$$F_m = \frac{x F_1 + F_2}{x + 1}$$

Durch Einsetzung der Werte C_m , S_m , A_m und F_m in die Formel für den hydraulischen Modul, erhalten wir

Inserting the values C_m , S_m , A_m and F_m into the formula for the hydraulic module, we get

$$HM = \frac{\frac{x C_1 + C_2}{x + 1}}{\frac{x S_1 + S_2}{x + 1} + \frac{x A_1 + A_2}{x + 1} + \frac{x F_1 + F_2}{x + 1}}$$

2.2. Berechnung nach dem hydraulischen Modul

Da die Oxidbestandteile aus der chemischen Analyse der Rohstoffe bekannt sind und der hydraulische Modul nach den qualitativen Erfordernissen festgesetzt wird, bleibt als einzige Unbekannte x . Nach Umformung der obigen Gleichung und der Berechnung von x , ergibt sich folgende Formel:

$$x = \frac{HM(S_2 + A_2 + F_2) - C_2}{C_1 - HM(S_1 + A_1 + F_1)} = - \frac{C_2 - HM(S_2 + A_2 + F_2)}{C_1 - HM(S_1 + A_1 + F_1)}$$

Beispiel 2.2

Gegeben sind zwei Rohstoffe der folgenden Zusammensetzung (siehe Spalten 1 und 2 der Tabelle 2.2.)

Berechne die Zusammensetzung der Rohstoffmischung bei einem angenommenen hydraulischen Modul $HM = 2.2$. Lösung:

$$x = \frac{2.2(33.01 + 7.31 + 4.83) - 30.22}{47.80 - 2.2(8.70 + 2.35 + 1.32)} = 3.324$$

d. h. um Klinker mit $HM = 2.2$ zu erhalten, müssen 3.324 Teile Kalkstein mit einem Teil Mergel gemischt werden.

Demnach setzt sich diese Mischung zusammen aus:
76.87 % Kalkstein und
23.13 % Mergel.

2.2. Calculation based on the hydraulic module

Since the oxide components are known from the chemical analysis of the raw materials, and the hydraulic module is selected according to the quality requirements, the only remaining unknown is x . After transformation of the above formula, to calculate the value for x , the following formula appears:

Example 2.2

Two raw materials are given with the following composition (see column 1 and 2 of table 2.2.)

Calculate the composition of the raw mix, assuming a hydraulic module of $HM = 2.2$. Solution:

i.e. to get a clinker with a $HM = 2.2$, we have to mix 3.324 parts limestone with one part of marl.

Thus the raw mix consists of:
76.87 % limestone, and
23.13 % marl.

Tabelle 2.2.

	1	2	3	4	5	6
Bestandteil Constituent	Kalkstein Limestone	Mergel Marl	Kalkstein 76.87 % Limestone	Mergel 23.13 % Marl	Rohmehl 100 % Raw mix	Klinker Clinker
SiO ₂	8.70	33.01	6.69	7.64	14.33	21.94
Al ₂ O ₃	2.35	7.31	1.81	1.69	3.50	5.36
Fe ₂ O ₃	1.32	4.83	1.01	1.12	2.13	3.26
CaO	47.80	30.22	36.75	6.99	43.74	66.92
MgO	1.50	0.66	1.15	0.15	1.30	2.00
SO ₃	0.30	0.20	0.23	0.05	0.28	0.44
Glühverlust						
LOI	37.96	23.77	29.18	5.49	34.67	—
Rest						
Balance	0.01	—	0.05	—	0.05	0.08
Summe Total	100.00	100.00	76.87	23.13	100.00	100.00

Table 2.2.

Die Rohmehlbestandteile sind in Tabelle 2.2. in Spalten 3 und 4 berechnet und die Rohmehlzusammensetzung ist in Spalte 5 angegeben (Spalten 3 + 4 = Spalte 5). Spalte 6 enthält die berechnete Klinkerzusammensetzung als glühverlustfreies Rohmehl der Spalte 5. Aus Spalte 6 resultiert, daß der hydraulische Modul $HM = 2.2$ ist.

In table 2.2. the calculated raw mix components appear in column 3 and 4, and the composition of the raw mix is given in column 5 (columns 3 + 4 = column 5). Column 6 contains the calculated clinker composition as raw mix of column 5, free of loss on ignition. From column 6 we obtain the value for the hydraulic module $HM = 2.2$.

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

2. Calculation of raw mix composition

2.3. Berechnung nach dem Kalksättigungsgrad

unter Benutzung des Kind'schen Sättigungsgrades (siehe Abschnitt 1.8.1.)

2.3. Calculation based on lime saturation factor

using Kind's saturation factor (see section 1.8.1.)

Beispiel 2.3.

Gegeben sind 2 Rohstoffe (siehe Tabelle 2.3. Spalte 1 und 2); der Kind'sche Kalksättigungsmodul ist:

Example 2.3.

Given are 2 raw materials (see table 2.3., column 1 and 2); Kind's lime saturation module is:

$$KS_K = \frac{CaO - (1.65 Al_2O_3 + 0.35 Fe_2O_3)}{2.8 SiO_2} = 0.92$$

Tabelle 2.3.

Table 2.3.

	1	2	3	4	5	6
	Kalkstein Limestone	Ton Clay	Kalkstein Limestone × 0.8020	Ton — Clay × 0.1980	Rohmehl Raw mix Col. 3 + 4	Klinker Clinker
SiO ₂	1.42	62.95	1.14	12.46	13.60	21.27
Al ₂ O ₃	0.48	18.98	0.39	3.76	4.15	6.49
Fe ₂ O ₃	0.38	7.37	0.30	1.46	1.76	2.75
CaO	52.60	1.40	42.18	0.28	42.46	66.47
MgO	1.11	0.98	0.89	0.19	1.08	1.69
SO ₃	0.85	0.85	0.68	0.17	0.85	1.33
Glühverlust LOI	43.16	7.47	34.62	1.48	36.10	—
Summe Total	100.00	100.00	80.20	19.80	100.00	100.00

Setzen wir in die Kind'sche Formel die schon benutzten Rechnungssymbole ein, so erhalten wir:

Inserting into Kind's formula the calculation symbols used previously, we get:

$$KS_K = \frac{\frac{x C_1 + C_2}{x + 1} - \left(1.65 \frac{x A_1 + A_2}{x + 1} + 0.35 \frac{x F_1 + F_2}{x + 1} \right)}{2.8 \cdot \frac{x S_1 + S_2}{x + 1}}$$

und durch Lösung nach x:

and solving for x:

$$x = \frac{(2.8 KS_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2}{C_1 - (2.8 KS_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1)} = \frac{C_2 - (2.8 KS_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2)}{C_1 - (2.8 KS_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1)}$$

Mit dieser Formel berechnen wir, wieviel Teile Kalkstein auf einen Teil Ton in der Rohmaterialmischung entfallen. Demnach ist:

With this formula we calculate how many parts of limestone in the raw mix are apportioned to one part of clay. Accordingly we get:

$$x = \frac{(2.8 \cdot 0.92 \cdot 62.95 + 1.65 \cdot 18.98 + 0.35 \cdot 7.37) - 1.40}{52.60 - (2.8 \cdot 0.92 \cdot 1.42 + 1.65 \cdot 0.48 + 0.35 \cdot 0.38)} = 4.053$$

Es entfällt also auf 4.053 Teile Kalkstein ein Teil Ton und die Rohmischung besteht aus
80.20 % Kalkstein und
19.80 % Ton.

Thus 4.053 parts limestone are apportioned to one part of clay, and the raw mix consists of
80.20 % limestone, and
19.80 % clay.

2.4. Berechnung mit Kalksättigungsgrad und Silikatmodul

Spalten 3, 4, 5 und 6 der Tabelle 2.3. enthalten die berechneten Komponentenanteile, die Rohmehl- sowie die Klinkerzusammensetzung. Der resultierende Kalksättigungsgrad beträgt:

$$KS_K = \frac{66.47 - (1.65 \cdot 6.49 + 0.35 \cdot 2.75)}{2.8 \cdot 21.27} = 0.92$$

Dies beweist die Richtigkeit der Rechnung.

2.4. Calculation with lime saturation factor and silica ratio

Columns 3, 4, 5, and 6, of table 2.3. contain the calculated parts of components, as well as the raw mix and clinker composition. The resulting lime saturation factor is:

This proves the accuracy of the calculation.

2.4. Berechnung mit Kalksättigungsgrad und Silikatmodul

Beispiel 2.4.

Berechnung einer Rohmischung mit Hilfe von drei Rohstoffen; verlangt wird ein Kalksättigungsgrad nach Kind von 0.92 und ein Silikatmodul von 2.70. Die Rohstoffanalysen sind aus Spalten 1, 2 und 3 der Tabelle 2.4. ersichtlich.

2.4. Calculation with lime saturation factor and silica ratio

Example 2.4.

Calculation of a raw mix by the aid of three raw materials; the required Kind's lime saturation factor is 0.92, and the required silica ratio is 2.70. The analyses of raw materials are shown in column 1, 2 and 3, of table 2.4.

Tabelle 2.4.

Table 2.4.

	1	2	3	4	5	6	7	8
	Kalkstein Limestone	Ton Clay	Kiesab- brand Pyrites	Spalte 1 × 0.7826 Column 1	Spalte 2 × 0.2024 Column 2	Spalte 3 × 0.0150 Column 3	Rohmehl Raw mix	Klinker Clinker
SiO ₂	0.95	68.00	11.00	0.74	13.76	0.17	14.67	22.46
Al ₂ O ₃	0.92	12.60	1.50	0.72	2.55	0.02	3.29	5.00
Fe ₂ O ₃	0.38	2.95	84.20	0.30	0.60	1.26	2.16	3.27
CaO	54.60	5.70	0.76	42.73	1.15	0.01	43.89	66.84
MgO	0.95	1.45	0.55	0.74	0.29	0.01	1.04	1.55
SO ₃	—	1.28	1.25	—	0.26	0.02	0.28	0.43
Glühverlust	—	—	—	—	—	—	—	—
LOI	42.03	7.20	0.67	32.90	1.46	0.01	34.37	—
Rest	—	—	—	—	—	—	—	—
Balance	0.17	0.62	0.07	0.13	0.17	—	0.30	0.45
Summe Total	100.00	100.00	100.00	78.26	20.24	1.50	100.00	100.00
KS _K Modul Module	—	—	—	—	—	—	0.92	0.92
Silikat-Modul Silica-Ratio	0.73	4.37	0.12	—	—	—	2.7	2.7
Tonerde-Modul Alumina-Ratio	2.42	4.27	0.02	—	—	—	1.5	1.5

Lösung:

Die Formel für den Kind'schen Kalksättigungsgrad wurde bereits in Beispiel 2.3. angeführt. Unter Anwendung der bereits benutzten Abkürzungen, lautet die Formel für den Silikatmodul:

Solution:

The formula for Kind's lime saturation factor was already outlined in example 2.3. Applying the symbols used previously, the formula for the silica ratio reads:

$$SM = \frac{S}{A + F} = \frac{S_m}{A_m + F_m}$$

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

Die Berechnung erfolgt unter der Annahme, daß auf x Gewichtsteile Kalkstein (Komponente 1) und auf y Gewichtsteile Ton (Komponente 2) ein Gewichtsteil Kiesabbrand (Komponente 3) als Korrekturmateriel entfällt. Dann gelten für die Oxidbestandteile der Rohmischung die folgenden Formeln [19]:

$$C_m = \frac{x C_1 + y C_2 + C_3}{x + y + 1}$$

$$A_m = \frac{x A_1 + y A_2 + A_3}{x + y + 1}$$

Durch Einsetzen obiger Ausdrücke in die Kalksättigungsformel und in die Formel für den Silikatmodul erhalten wir zwei Gleichungen mit zwei Unbekannten x und y ; nach Umformung erhalten wir:

$$x [(2.8 K S_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1) - C_1] + y [(2.8 K S_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2] = C_3 - (2.8 K S_K \cdot S_3 + 1.65 A_3 + 0.35 F_3)$$

$$x [SM (A_1 + F_1) - S_1] + y [SM (A_2 + F_2) - S_2] = S_3 - SM (A_3 + F_3)$$

Zwecks besserer Übersicht werden folgende weitere Abkürzungen bzw. Symbole verwendet:

$$\begin{aligned} a_1 &= (2.8 K S_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1) - C_1 \\ b_1 &= (2.8 K S_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2 \\ c_1 &= C_3 - (2.8 K S_K \cdot S_3 + 1.65 A_3 + 0.35 F_3) \\ a_2 &= SM (A_1 + F_1) - S_1 \\ b_2 &= SM (A_2 + F_2) - S_2 \\ c_2 &= S_3 - SM (A_3 + F_3) \end{aligned}$$

Bei Anwendung dieser Symbole nehmen die obigen Gleichungen folgende Form an:

$$\begin{aligned} a_1 x + b_1 y &= c_1 \\ a_2 x + b_2 y &= c_2 \end{aligned}$$

Nach Auflösung dieser Gleichungen erhalten wir die Werte für x und y

$$x = \frac{c_1 b_2 - c_2 b_1}{a_1 b_2 - a_2 b_1}$$

$$y = \frac{a_1 c_2 - a_2 c_1}{a_1 b_2 - a_2 b_1}$$

Um an Stelle des Silikatmoduls den Tonerdemodul zu berechnen, d. i. Kalksättigungsgrad und Tonerdemodul, erhalten a_2 , b_2 und c_2 die folgenden Werte (a_1 , b_1 und c_1 bleiben unverändert):

$$\begin{aligned} a_2 &= TM \cdot A_1 - F_1 \\ b_2 &= TM \cdot A_2 - F_2 \\ c_2 &= F_3 - TM \cdot A_3 \end{aligned}$$

Für die Berechnung der Anteile an Kalkstein x und Ton y , die auf einen Teil Kiesabbrände entfallen, verwendet man die oben entwickelten Formeln für x und y .

Zuerst müssen die Werte für a_1 , b_1 , c_1 und a_2 , b_2 , c_2 berechnet werden.

2. Calculation of raw mix composition

The calculation is performed under the assumption that x parts by weight of limestone (component 1), and y parts by weight of clay (component 2), are apportioned to one part by weight of pyrites cinders (component 3). Then the following formulas apply to the oxide components of the raw mix [19]:

$$S_m = \frac{x S_1 + y S_2 + S_3}{x + y + 1}$$

$$F_m = \frac{x F_1 + y F_2 + F_3}{x + y + 1}$$

Inserting the above expressions into the formula for the lime saturation factor, and into the formula for the silica ratio, we get two equations with two unknowns x and y ; and after transformation we get:

For a better review, the following additional abbreviations or symbols are applied:

When employing these symbols, the equations quoted above will take the following form:

After solution of these equations, we get the values for x and y

To calculate the alumina ratio instead of the silica ratio, i. e. to calculate the lime saturation factor and the alumina ratio, a_2 , b_2 , and c_2 , will take the following values (a_1 , b_1 , and c_1 , remain unchanged):

To calculate the parts of limestone x , and of clay y , which are apportioned to one part of pyrites cinders, the above developed formulas for x and y should be used.

First the values for a_1 , b_1 , c_1 , as well as for a_2 , b_2 , and c_2 , must be calculated.

$$\begin{aligned}
 a_1 &= (2.8 K S_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1) - C_1 = (2.8 \cdot 0.92 \cdot 0.95 + 1.65 \cdot 0.92 + 0.35 \cdot 0.38) - 54.60 = -50.502 \\
 b_1 &= (2.8 K S_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2 = (2.8 \cdot 0.92 \cdot 68.00 + 1.65 \cdot 12.60 + 0.35 \cdot 2.95) - 5.70 = 191.290 \\
 c_1 &= C_3 - (2.8 K S_K \cdot S_3 + 1.65 A_3 + 0.35 F_3) = 0.76 - (2.8 \cdot 0.92 \cdot 11.00 + 1.65 \cdot 1.50 + 0.35 \cdot 84.20) = -59.521 \\
 a_2 &= S M (A_1 + F_1) - S_1 = 2.70 (0.92 + 0.38) - 0.95 = 2.560 \\
 b_2 &= S M (A_2 + F_2) - S_2 = 2.70 (12.60 + 2.95) - 68.00 = -26.015 \\
 c_2 &= S_3 - S M (A_3 + F_3) = 11.00 - 2.70 (1.50 + 84.20) = -220.390
 \end{aligned}$$

Die erhaltenen Werte werden nun in die Formeln für x und y eingesetzt:

Now, the resulting values are inserted into the formulas for x and y:

$$x = \frac{[-59.521 \cdot (-26.015)] - [(-220.390) \cdot 191.290]}{[-50.502 \cdot (-26.015)] - (2.560 \cdot 191.290)} = 53.03$$

$$y = \frac{[-50.502 \cdot (-220.390)] - [2.560 \cdot (-59.521)]}{[-50.502 \cdot (26.015)] - (2.560 \cdot 191.290)} = 13.69$$

Daraus resultiert, daß auf 1 Teil Kiesabbrand 53.03 Teile Kalkstein und 13.69 Teile Ton entfallen oder, daß die Rohmischung in Prozenten ausgedrückt zu bestehen hat aus:

The result is that 53.03 parts of limestone and 13.69 parts of clay are apportioned to 1 part of pyrites cinders, or that the raw mix will consist in per cent of:

Kalkstein	78.26 %	limestone
Ton	20.24 %	clay
Kiesabbrand	1.50 %	pyrites cinders

Die Richtigkeit der Rechnung beweisen die errechneten Zahlen in den Spalten 4, 5, 6, 7 und 8 der Tabelle 2.4.

The calculated figures of columns 4, 5, 6, 7, and 8, of the table 2.4, prove the correctness of the method of calculation.

Tabelle 2.5.

Table 2.5.

	1	2	3	4	5	6	7	8
	Kalkstein Limestone	Hochofenschlacke Blast furnace slag	Kiesabbrand Pyrites	Spalte 1 × 0.6995 Col. 1	Spalte 2 × 0.2773 Col. 2	Spalte 3 × 0.0232 Col. 3	Rohmehl Raw mix	Klinker Clinker
SiO ₂	6.75	39.45	11.21	4.72	10.94	0.26	15.92	22.03
Al ₂ O ₃	0.71	9.67	1.57	0.50	2.68	0.04	3.22	4.45
Fe ₂ O ₃	1.47	0.67	83.72	1.03	0.19	1.95	3.17	4.38
CaO	49.80	42.09	0.87	34.85	11.69	0.02	46.56	64.44
MgO	1.48	7.36	0.64	1.04	2.04	0.01	3.09	4.28
SO ₃	0.10	0.70	1.36	0.07	0.19	0.03	0.29	0.40
Glühverlust								
LOI	39.65	—	0.63	27.74	—	0.01	27.75	—
Rest								
Balance	0.04	0.06	—	—	—	—	—	0.02
Summe Total	100.00	100.00	100.00	69.95	27.73	232	100.00	100.00
Kalksättigung Lime Saturation							0.90	0.90
Silikatmodul Silica Ratio							2.50	2.50

Beispiel 2.5.

Berechnung einer Rohmischung bestehend aus drei Komponenten: Kalkstein, Hochofenschlacke und Kiesabbrand. Der Kalksättigungsgrad soll 0.90 und der Silikatmodul 2.5 betragen. Die Rohstoffanalysen

Example 2.5.

Calculation of a raw mix consisting of three components: limestone, blast furnace slag, and pyrites cinders. The required lime saturation factor is 0.90 and the silica ratio 2.5. The analyses of the raw materials

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

sind in Spalten 1, 2 und 3 der Tabelle 2.5. angegeben; die Spalten 4, 5, 6, 7 und 8 dieser Tabelle enthalten die errechneten Ergebnisse.

Der Rechnungsgang ist derselbe wie in Beispiel 2.4.

$$\begin{aligned} a_1 &= (2.8 K_{SK} \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1) - C_1 = (2.8 \cdot 0.90 \cdot 6.75 + 1.65 \cdot 0.71 + 0.35 \cdot 1.47) - 48.90 = -31.1040 \\ b_1 &= (2.8 K_{SK} \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2 = (2.8 \cdot 0.90 \cdot 39.45 + 1.65 \cdot 9.67 + 0.35 \cdot 0.67) - 42.09 = 73.5140 \\ c_1 &= C_3 - (2.8 K_{SK} + 1.65 A_3 + 0.35 F_3) = 0.87 - (2.8 \cdot 0.90 \cdot 11.21 + 1.65 \cdot 1.57 + 0.35 \cdot 83.72) = -59.2717 \\ a_2 &= SM(A_1 + F_1) - S_1 = 2.5(0.71 + 1.47) - 6.75 = -1.300 \\ b_2 &= SM(A_2 + F_2) - S_2 = 2.5(9.67 + 0.67) - 39.45 = -13.600 \\ c_2 &= S_3 - SM(A_3 + F_3) = 11.21 - 2.5(1.57 + 83.72) = -202.015 \end{aligned}$$

$$x = \frac{c_1 b_2 - c_2 b_1}{a_1 b_2 - a_2 b_1} = \frac{15.657}{518.5826} = 30.1919 \quad \begin{array}{l} \text{Teile Kalkstein} \\ \text{parts limestone} \end{array}$$

$$y = \frac{a_1 c_2 - a_2 c_1}{a_1 b_2 - a_2 b_1} = \frac{6206.4213}{518.5826} = 11.9680 \quad \begin{array}{l} \text{Teile Schlacke} \\ \text{parts slag} \end{array}$$

$$1.000 \quad \begin{array}{l} \text{Teil Kiesabbrand} \\ \text{parts pyrites} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{Summe} \\ \text{Total} \end{array} 43.1599 \cdot x = 100$$

$$x = \frac{100}{43.1599} = 2.317$$

$$\begin{array}{lll} \text{Kalkstein:} & 30.1919 \cdot 2.317 = 69.95 \% & \text{limestone} \\ \text{Schlacke:} & 11.9680 \cdot 2.317 = 27.73 \% & \text{slag} \\ \text{Kiesabbrand:} & 1.0000 \cdot 2.317 = 2.32 \% & \text{pyrites} \end{array}$$

$$\text{Summe - Total } 100.00 \%$$

Die Richtigkeit der Rechnung beweisen die Zahlen in Spalten 4, 5, 6, 7 und 8 der Tabelle 2.5.

The figures in columns 4, 5, 6, 7, and 8, of table 2.5, prove the correctness of the calculation.

2.5. Berechnung der vom Klinker absorbierten Menge Kohlenasche

Bei der Verwendung von Erdgas oder Heizöl zum Brennen des Klinkers findet keine Absorption der Asche durch den Klinker statt. Dagegen muß bei Verwendung von Kohle der Umstand der Aufnahme der Kohlenasche durch den Klinker berücksichtigt werden.

Bei modernen langen Drehöfen sowie bei Wärmetauscheröfen, d. i. dort wo fast keine Staubverluste auftreten, findet fast vollkommene Ascheabsorption durch den Klinker statt. Kurze Drehöfen mit hohen Staubverlusten weisen eine geringere Ascheabsorption auf. Bei Drehöfen kann man allgemein mit 30 bis 100 % Ascheaufnahme durch den Klinker rechnen, abhängig von der Art des Drehofens. Schachtöfen zum Klinkerbrennen weisen immer eine 100 %-ige Ascheaufnahme durch den Klinker auf. Für eine bestimmte Ofenbauart ist der Ascheabsorptionsgrad konstant.

2.5. Calculation of the quantity of coal ash absorbed by the clinker

There is no absorption of fuel ash by the clinker, when using natural gas or fuel oil for clinker burning. On the contrary, when using coal, the matter of coal ash absorption by the clinker should be taken into account.

In modern long rotary kilns as well as in preheater kilns, i. e. in all kilns where dust losses are almost eliminated, the ash absorption by the clinker is total. Short rotary kilns with high dust losses, show a low degree of ash absorption. Generally, the ash absorption rate by the clinker in rotary kilns is in the range from 30 to 100 %, depending upon the kiln type. Shaft kilns for clinker burning always show an ash absorption rate of 100 %. For a certain kiln type, the ash absorption rate is constant.

Beispiel 2.6.

Zur Berechnung der Absorption von Asche dienen die Analysen des Rohmehles, des Klinkers und der Kohlenasche. Die Symbole für die einzelnen Komponenten und Oxide sind dieselben wie oben angegeben. Der Asche-Absorptionsgrad in Prozent des Klinkergewichts wird mit q bezeichnet; wir erhalten dann folgende Gleichungen [24]:

$$100 C = (100 - q_1) \cdot C_m + q_1 C_a$$

$$100 S = (100 - q_2) \cdot S_m + q_2 S_a$$

$$100 A = (100 - q_3) \cdot A_m + q_3 A_a$$

$$100 F = (100 - q_4) \cdot F_m + q_4 F_a$$

Nach Lösung dieser Gleichungen in bezug auf q erhalten wir die folgenden Ausdrücke:

$$q_1 = \frac{C - C_m}{C_a - C_m} \cdot 100;$$

$$q_2 = \frac{S - S_m}{S_a - S_m} \cdot 100;$$

$$q_3 = \frac{A - A_m}{A_a - A_m} \cdot 100;$$

$$q_4 = \frac{F - F_m}{F_a - F_m} \cdot 100.$$

Das arithmetische Mittel von q_1 bis q_4 gibt den gesuchten Wert für q . Tabelle 2.6. enthält die chemischen Analysen von Rohmehl, Klinker und Kohlenasche (Rohmehl ist glühverlustfrei angegeben).

Example 2.6.

The ash absorption rate can be calculated by using the analyses of the raw mix, the clinker, and the coal ash. The symbols for the particular components and oxides are the same as specified above. The rate of ash - absorption in per cent of the clinker weight is denoted by q ; then we get the following equations [24]:

Solving these equations for q , we get the following expressions:

The arithmetical mean of q_1 to q_4 produces the desired value for q . The raw mix being specified as free of loss on ignition, the chemical analyses of the raw mix, the clinker and the coal ash are shown in table 2.6.

Tabelle 2.6.

Oxid Oxide	Rohmehl Raw mix	Klinker Clinker	Kohlenasche Coal ash
SiO ₂	19.00	19.85	42.95
Al ₂ O ₃	8.25	8.92	27.88
Fe ₂ O ₃	2.80	3.31	17.60
CaO	66.60	64.45	4.95

Table 2.6.

Dann ist:

Then follows:

$$q_1 = \frac{64.45 - 66.60}{4.95 - 66.60} \cdot 100 = 3.49$$

$$q_2 = \frac{19.85 - 19.00}{42.95 - 19.00} \cdot 100 = 3.55$$

$$q_3 = \frac{8.92 - 8.25}{27.88 - 8.25} \cdot 100 = 3.41$$

$$q_4 = \frac{3.31 - 2.80}{17.60 - 2.80} \cdot 100 = 3.44$$

und das arithmetische Mittel

and the arithmetic mean

$$q = \frac{3.49 + 3.55 + 3.41 + 3.44}{4} = 3.47$$

Das heißt, die Menge Kohlenasche, die während des Brennprozesses vom Klinker aufgenommen wird, beträgt 3.47 % des Klinkergewichtes.

That is to say that the quantity of coal ash absorbed by the clinker during the burning process is 3.47 % of the clinker weight.

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

Beispiel 27.

Hier ist eine andere Methode zur Berechnung des Einflusses der Kohlenasche auf die chemische Zusammensetzung des Klinkers angeführt.

Die chemische Zusammensetzung der Kohlenasche ist:

SiO ₂	47.0 %
Al ₂ O ₃	29.1 %
Fe ₂ O ₃	12.5 %
CaO	6.6 %
MgO	1.8 %
K ₂ O	2.8 %
Na ₂ O	
Summe	99.8 %
Total	

Der Klinker hat die folgende Zusammensetzung:

SiO ₂	21.5 %
Al ₂ O ₃	5.2 %
Fe ₂ O ₃	3.7 %
CaO	67.5 %
MgO	1.6 %
K ₂ O	0.5 %
Na ₂ O	
Summe	100.0 %
Total	

Die Klinkerzusammensetzung ohne Kohlenasche ist:

$$\Delta = \frac{\% \text{ Kohlezusatz} \times \% \text{ Aschegehalt d. Kohle} \times \% \text{ Oxidbestandteil}}{100 \times 100}$$

Es wird angenommen, daß der Kohlezusatz 19 % des Klinkergewichtes beträgt; der Aschegehalt der Kohle beträgt 12 % und die Ascheabsorption ist 100 %. Dann betragen die Aschebestandteile im Klinker:

$$\begin{aligned} \Delta \text{ SiO}_2 &= 0.19 \times 0.12 \times 47.0 = 1.07 \\ \Delta \text{ Al}_2\text{O}_3 &= 0.19 \times 0.12 \times 29.1 = 0.67 \\ \Delta \text{ Fe}_2\text{O}_3 &= 0.19 \times 0.12 \times 12.5 = 0.28 \\ \Delta \text{ CaO} &= 0.19 \times 0.12 \times 6.6 = 0.15 \\ \Delta \text{ MgO} &= 0.19 \times 0.12 \times 1.8 = 0.04 \\ \Delta \text{ Na}_2\text{O} &= 0.19 \times 0.12 \times 2.8 = 0.06 \\ \Delta \text{ K}_2\text{O} &= 0.19 \times 0.12 \times 2.8 = 0.06 \\ &99.8 = 2.27 \end{aligned}$$

Tabelle 27 enthält die korrigierte Klinkerzusammensetzung.

Die Moduln des glühverlustfreien Rohmehles (Spalte 5, Tabelle 27.) sind:

Hydraulischer Modul	236
Silikat Modul	258
Tonerde Modul	132

Diese Moduln bilden die Grundlage für die Mischungsrechnung des Rohmehles, das aus zwei oder mehr Rohstoffkomponenten besteht, unter

2. Calculation of raw mix composition

Example 27.

Here, another method is presented to calculate the influence of the coal ash on the chemical composition of clinker.

The chemical composition of the coal ash is:

SiO ₂	47.0 %
Al ₂ O ₃	29.1 %
Fe ₂ O ₃	12.5 %
CaO	6.6 %
MgO	1.8 %
K ₂ O	2.8 %
Na ₂ O	
Summe	99.8 %
Total	

The composition of the clinker is:

SiO ₂	21.5 %
Al ₂ O ₃	5.2 %
Fe ₂ O ₃	3.7 %
CaO	67.5 %
MgO	1.6 %
K ₂ O	0.5 %
Na ₂ O	
Summe	100.0 %
Total	

The clinker composition without coal ash is:

$$\Delta = \frac{\% \text{ coal rate} \times \% \text{ ash content of coal} \times \% \text{ oxide component}}{100 \times 100}$$

It is assumed that the coal rate is 19 % of the clinker weight; the ash content of the coal is 12 %, and the ash absorption rate is 100 %. Then the ash components in the clinker are:

$$\begin{aligned} \Delta \text{ SiO}_2 &= 0.19 \times 0.12 \times 47.0 = 1.07 \\ \Delta \text{ Al}_2\text{O}_3 &= 0.19 \times 0.12 \times 29.1 = 0.67 \\ \Delta \text{ Fe}_2\text{O}_3 &= 0.19 \times 0.12 \times 12.5 = 0.28 \\ \Delta \text{ CaO} &= 0.19 \times 0.12 \times 6.6 = 0.15 \\ \Delta \text{ MgO} &= 0.19 \times 0.12 \times 1.8 = 0.04 \\ \Delta \text{ Na}_2\text{O} &= 0.19 \times 0.12 \times 2.8 = 0.06 \\ \Delta \text{ K}_2\text{O} &= 0.19 \times 0.12 \times 2.8 = 0.06 \\ &99.8 = 2.27 \end{aligned}$$

The corrected clinker composition is shown in table 27.

The modules of the ignited raw mix (column 5, of table 27.) are:

Hydraulic module	236
Silica ratio	258
Alumina ratio	132

These moduli allow calculation of proportioning of a raw mix which consists of two or more components, using the proper calculation method applicable for

Tabelle 2.7.

1	2	3	4	5
Oxid Oxide	Klinker Clinker	Δ	Rohmehl geglüht Raw mix ignited	Auf 100 % umgerechnet Calculated to 100 %
SiO ₂	21.5	- 1.07	20.43	20.97
Al ₂ O ₃	5.2	- 0.67	4.53	4.63
Fe ₂ O ₃	3.7	- 0.28	3.42	3.49
CaO	67.5	- 0.15	67.35	68.87
MgO	1.6	- 0.04	1.56	1.59
Na ₂ O K ₂ O	0.5	- 0.06	0.44	0.45
Summe Total	100.0	2.27	97.73	100.00

Table 2.7.

Benutzung des für mehrere Komponenten passenden Rechnungsverfahrens. Der aus dem so berechneten Rohmehl erbrannte Klinker wird dann die in Spalte 2, der Tabelle 2.7. angegebene Zusammensetzung haben.

multicomponent raw mixes. Clinker burned from raw mix which was calculated as shown, will then have the composition as specified in column 2 of table 2.7.

Beispiel 2.8.

Berechne ein Rohmehl, das aus zwei Rohstoffkomponenten, Kalkstein und Ton, besteht unter Berücksichtigung des Einflusses der Kohlenasche auf die Zusammensetzung des Klinkers; der Kalksättigungsgrad KS_K (nach Kind) soll 0.90 betragen.

Die chemische Zusammensetzung dieser drei Rohstoffkomponenten ist wie in Spalten 2, 3 und 4 der Tabelle 2.8. angegeben [19].

Example 2.8.

Calculate a raw mix consisting of two components, limestone and clay, considering the influence of the coal ash on the composition of the clinker; the lime saturation factor KS_K (according to Kind), is assumed to be 0.90.

The chemical composition of these three raw material components is as shown in columns 2, 3, and 4, of table 2.8. [19].

Tabelle 2.8.

1	2	3	4	5	6	7	8
	Kalkstein Limestone	Ton Clay	Kohlenasche Coal ash	Spalte 2 $\times 0.7139$ Col. 2	Spalte 3 $\times 0.2488$ Col. 3	Spalte 4 $\times 0.0373$ Col. 4	Klinker Clinker
SiO ₂	3.89	70.03	51.32	2.78	17.42	1.92	22.12
Al ₂ O ₃	1.93	17.17	10.19	1.38	4.27	0.38	6.03
Fe ₂ O ₃	0.93	5.00	16.11	0.66	1.25	0.60	2.51
CaO	91.19	4.25	10.30	65.10	1.06	0.38	66.54
MgO	1.41	3.17	4.15	1.01	0.79	0.15	1.95
SO ₃	0.50	—	6.58	0.36	—	0.25	0.61
Rest							
Balance	0.15	0.38	1.35	0.10	0.09	0.05	0.24
Summe Total	100.00	100.00	100.00	71.39	24.88	3.73	100.00
KSG LSF							0.90
Silikat-Modul Silica Ratio							2.59
Tonerde-Modul Alumina Ratio							2.40

Table 2.8.

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

Der Kohleverbrauch, bezogen auf das Klinkergewicht, beträgt 35 %; der Aschegehalt der Kohle beträgt 16,4 % und die vom Klinker absorbierte Asche beträgt 65 %. Dann beträgt die vom Klinker aufgenommene Aschenmenge

$$q = \frac{35 \cdot 16,4 \cdot 65}{100 \cdot 100} = 3,73 \%$$

Nun werden die Werte für a_1, b_1, c_1 und für a_2, b_2, c_2 berechnet.

Für diesen Rechnungsgang ist anzunehmen, daß x Teile Kalkstein plus y Teile Ton (glühverlustfrei) plus q Teile Asche, 100 Teile Klinker ergeben. Also:

$$x + y + q = 100$$

Unter Benutzung der in Tabelle 2.1. aufgestellten Symbole, kann man für die Oxide im Klinker folgende Gleichungen aufstellen:

$$S = \frac{x S_1 + y S_2 + q S_a}{100}$$

$$F = \frac{x F_1 + y F_2 + q F_a}{100}$$

Werden obige Angaben in die Formel für den Kalksättigungsgrad für Klinker eingesetzt, dann erhalten wir die folgende Gleichung mit 2 Unbekannten:

$$x [(2,8 K S_K \cdot S_1 + 1,65 A_1 + 0,35 F_1) - C_1] + y [(2,8 K S_K \cdot S_2 + 1,65 A_2 + 0,35 F_2) - C_2] = [(C_a - (2,8 K S_K \cdot S_a + 1,65 A_a + 0,35 F_a)) \cdot q]$$

Die Gleichung nimmt dann die folgende Form an

$$a_1 x + b_1 y = c_1$$

Bei der Benutzung der folgenden Abkürzungen erhalten wir:

$$\begin{aligned} a_1 &= (2,8 K S_K \cdot S_1 + 1,65 A_1 + 0,35 F_1) - C_1 \\ b_1 &= (2,8 K S_K \cdot S_2 + 1,65 A_2 + 0,35 F_2) - C_2 \\ c_1 &= [C_a - (2,8 K S_K \cdot S_a + 1,65 A_a + 0,35 F_a)] \cdot q \end{aligned}$$

Zur Berechnung von x und y sind die folgenden zwei Gleichungen zu lösen:

$$\begin{aligned} a_1 x + b_1 y &= c_1 \\ x + y &= 100 - q \end{aligned}$$

Um Formeln in der Gestalt zu erhalten, wie sie in den vorhergehenden Rechnungen benutzt wurden, werden noch folgende Abkürzungen für die zweite Gleichung angewendet:

$$\begin{aligned} a_2 &= 1 \\ b_2 &= 1 \\ c_2 &= 100 - q \end{aligned}$$

2. Calculation of raw mix composition

The coal consumption is 35 % referred to the clinker weight; the ash content of the coal is 16,4 %; and the ash absorbed by the clinker is 65 %. Then the amount of ash embodied in the clinker comes to

Now, the values for a_1, b_1, c_1 , and for a_2, b_2, c_2 are calculated.

For this calculation it is assumed that x parts of limestone, plus y parts of clay (ignition free) plus q parts of ash amount to 100 parts of clinker. Thus:

Applying the symbols shown in table 2.1., the oxides in the clinker can be expressed by the following equations:

$$A = \frac{x A_1 + y A_2 + q A_a}{100}$$

$$C = \frac{x C_1 + y C_2 + q C_a}{100}$$

If the above values are inserted into the lime saturation factor for the clinker, then we get the following equation with 2 unknowns:

The equation can be expressed in the following form

When using the following abbreviations, we get:

To calculate x and y , the following two equations should be solved:

To get formulas similar to that which were used in the previous calculations, the following abbreviations should be applied for the second equation:

2.6. Berechnung mit vier Rohstoffkomponenten

2.6. Calculation with four raw material components

Die Auflösung der folgenden zwei Gleichungen

The solution of the following two equations

$$\begin{aligned} a_1 x + b_1 y &= c_1 \\ a_2 x + b_2 y &= c_2 \end{aligned}$$

ergibt die Formeln für x und y:

results in the formulas for x and y:

$$x = \frac{c_2 b_1 - c_1 b_2}{a_2 b_1 - a_1 b_2}$$

$$y = \frac{a_2 c_1 - a_1 c_2}{a_2 b_1 - a_1 b_2}$$

Nun wird das Beispiel wie folgt berechnet:

Now, the example is calculated as follows:

$$a_1 = (2.8 \text{ KS}_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1) - C_1 = (2.8 \cdot 0.90 \cdot 3.89 + 1.65 \cdot 1.93 + 0.35 \cdot 0.93) - 91.19 = -77.878$$

$$b_1 = (2.8 \text{ KS}_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2 = (2.8 \cdot 0.90 \cdot 70.03 + 1.65 \cdot 17.17 + 0.35 \cdot 5.00) - 4.25 = 202.306$$

$$c_1 = [C_3 - (2.8 \text{ KS}_K \cdot S_3 + 1.65 A_3 + 0.35 F_3)] q = [10.30 - (2.8 \cdot 0.90 \cdot 51.32 + 1.65 \cdot 10.19 + 0.35 \cdot 16.11)] \cdot 3.73 = -527.709$$

$$a_2 = 1$$

$$b_2 = 1$$

$$c_2 = 100 - q = 100 - 3.73 = 96.27$$

Werden obige Werte in die Formeln für x und y eingesetzt, so erhält man nach Umrechnung:

Inserting the above values into the formulas for x and y, we get after conversion:

$$x = \frac{c_2 b_1 - c_1 b_2}{a_2 b_1 - a_1 b_2} = \frac{96.27 \cdot 202.306 - (-527.709 \cdot 1)}{1 \cdot 202.306 - (-77.878 \cdot 1)} = 71.39$$

$$y = \frac{a_2 c_1 - a_1 c_2}{a_2 b_1 - a_1 b_2} = \frac{1 \cdot (-527.709) - (-77.878 \cdot 96.27)}{1 \cdot 202.306 - (-77.878 \cdot 1)} = 24.88$$

Aus der Rechnung resultiert, daß an der Klinkerbildung 71.39 % Kalkstein (glühverlustfrei), 24.88 % Ton (glühverlustfrei) und 3.73 % Kohlenasche beteiligt sind.

From the calculation results that 71.39 % limestone (ignited), 24.88 % clay (ignited), and 3.73 % coal ash participated in the clinker formation.

Die berechnete chemische Zusammensetzung des Klinkers ist in Spalten 5, 6, 7 und 8 der Tabelle 2.8. angegeben. Wie aus der Rechnung hervorgeht, beträgt der Kalksättigungsgrad 0.90, d. i. soviel wie zur Rechnung angenommen wurde. Dies beweist die Richtigkeit des Rechnungsganges. Um die Proportionierung der Rohstoffe praktisch durchzuführen, müssen diese auf den Rohzustand umgerechnet werden. Dies geschieht wie folgt:

The computed chemical composition of the clinker is shown in columns 5, 6, 7, and 8, of table 2.8. As is shown by the calculation, the lime saturation factor is 0.90, i. e. as much as assumed for the calculation. This demonstrates the correctness of the calculation. For the practical completion of the proportioning of the raw materials, it is required to convert them to the unignited basis. This is performed as follows:

$$x_o = \frac{100 \cdot x}{(100 - (\text{Glühverl. d. Kalksteins}) / \text{LOI of limestone})}$$

$$y_o = \frac{100 \cdot y}{(100 - (\text{Glühverl. d. Tons}) / \text{LOI of clay})}$$

2.6. Berechnung mit vier Rohstoffkomponenten

2.6. Calculation with four raw material components

Das folgende Beispiel enthält Formeln zur Berechnung von Rohmehl, das aus vier Rohstoffkomponenten für gewählte Werte von Kalksättigungsgrad, Silikatmodul und Tonerdemodul besteht.

The following example contains formulas to calculate a raw mix consisting of four raw material components, with selected values for the lime saturation factor, the silica ratio and the alumina ratio.

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

Beispiel 2.9.

Es wird angenommen, daß die Rohstoffkomponenten sich verhalten wie:

1. Komponente : 2. Komponente : 3. Komponente : 4. Komponente = $x : y : z : 1$; weiter werden die Oxidformeln in die Formeln für den Kalksättigungsgrad, den Silikatmodul und den Tonerdemodul eingesetzt. Die erhaltenen drei Gleichungen werden in die vereinfachte Form von drei linearen Gleichungen mit drei Unbekannten umgewandelt; im Resultat erhalten wir:

$$\begin{aligned}a_1x + b_1y + c_1z &= d_1 \\a_2x + b_2y + c_2z &= d_2 \\a_3x + b_3y + c_3z &= d_3\end{aligned}$$

worin zur Vereinfachung die folgenden Bezeichnungen gelten

$$\begin{aligned}a_1 &= (2.8 KS_K \cdot S_1 + 1.65 A_1 + 0.35 F_1) - C_1 \\b_1 &= (2.8 KS_K \cdot S_2 + 1.65 A_2 + 0.35 F_2) - C_2 \\c_1 &= (2.8 KS_K \cdot S_3 + 1.65 A_3 + 0.35 F_3) - C_3 \\d_1 &= C_4 - (2.8 KS_K \cdot S_4 + 1.65 A_4 + 0.35 F_4)\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}a_2 &= SM(A_1 + F_1) - S_1 \\b_2 &= SM(A_2 + F_2) - S_2 \\c_2 &= SM(A_3 + F_3) - S_3 \\d_2 &= S_4 - SM(A_4 + F_4)\end{aligned}$$

Nach Lösung der obigen Gleichungen für x , y und z erhalten wir die folgenden Formeln zur Berechnung von Rohmehl, bestehend aus vier Rohstoffkomponenten [25]:

$$\begin{aligned}x &= \frac{d_1(b_2c_3 - b_3c_2) - d_2(b_1c_3 - b_3c_1) + d_3(b_1c_2 - b_2c_1)}{a_1(b_2c_3 - b_3c_2) - a_2(b_1c_3 - b_3c_1) + a_3(b_1c_2 - b_2c_1)} \\y &= \frac{a_1(d_2c_3 - d_3c_2) - a_2(d_1c_3 - d_3c_1) + a_3(d_1c_2 - d_2c_1)}{a_1(b_2c_3 - b_3c_2) - a_2(b_1c_3 - b_3c_1) + a_3(b_1c_2 - b_2c_1)} \\z &= \frac{a_1(b_2d_3 - b_3d_2) - a_2(b_1d_3 - b_3d_1) + a_3(b_1d_2 - b_2d_1)}{a_1(b_2c_3 - b_3c_2) - a_2(b_1c_3 - b_3c_1) + a_3(b_1c_2 - b_2c_1)}\end{aligned}$$

2.7. Rohmehlberechnung nach dem gesuchten potentiellen Gehalt an Klinkermineralien

Im folgenden wird eine Berechnung durchgeführt, welche die Prozentanteile von Rohstoffkomponenten angibt, um einen Klinker von einer gesuchten möglichen Mineralzusammensetzung zu erhalten.

Beispiel 2.10.

Gegeben sind zwei Rohstoffe, Kalkstein und Ton, deren angenommene chemische Zusammensetzung in Tabelle 2.9., Spalten 1 und 2 enthalten ist. Spalten 3, 4, 5 und 6 enthalten die berechnete Klinkerzusammensetzung und die potentielle Phasenzusammensetzung. Unter Benutzung der Formeln in Abschnitt 1.6. werden die vier Hauptmineralien der beiden Roh-

2. Calculation of raw mix composition

Example 2.9.

It is assumed that the ratio of the raw material components is:

1. component : 2. component : 3. component : 4. component = $x : y : z : 1$; then the oxide formulas are inserted into the formulas for the lime saturation factor, the silica ratio, and the alumina ratio. The resulting three equations are then converted into the simplified form of three linear equations with three unknowns; consequently we get:

where for reasons of simplification the following notation is used

$$\begin{aligned}a_3 &= TM \cdot F_1 - A_1 \\b_3 &= TM \cdot F_2 - A_2 \\c_3 &= TM \cdot F_3 - A_3 \\d_3 &= A_4 - TM \cdot F_4\end{aligned}$$

After solving the above equations for x , y , and z , we get the following formulas for the computation of a raw mix composed of four raw material components [25]:

2.7. Raw mix calculation to find the required amount of potential clinker compounds

The following demonstrates a calculation for the determination of the proportions of the raw material components to be used for producing a clinker of a required potential composition of minerals.

Example 2.10.

Given are two kinds of raw materials, limestone and clay, the chemical composition of which is shown in table 2.9., column 1, and 2. Columns 3, 4, 5, and 6, contain the calculated composition of the clinker and the potential phase composition. Using the formulas in section 1.6. the four main minerals of the two raw materials, i. e. limestone and clay (ignition free), can

Tabelle 2.9.

Table 2.9.

	1	2	3	4	5	6
Chem. Bestandteil Chem. Component	Kalkstein Limestone	Ton Clay	Spalte 1 × 0.6859 Col. 1	Spalte 2 × 0.3141 Col. 2	Klinker Clinker	Potentielle Zusammensetzung Potential Composition
SiO ₂	2.18	65.75	1.50	20.65	22.15	C ₃ S : 60.00
Al ₂ O ₃	0.88	17.05	0.60	5.36	5.96	C ₂ S : 18.14
Fe ₂ O ₃	0.67	6.95	0.46	2.18	2.64	C ₃ A : 11.67
CaO	95.33	5.55	65.39	1.74	67.13	C ₄ AF : 8.07
MgO	0.94	1.90	0.64	0.60	1.24	1.24
Nicht bestimmt Not determined	—	2.80	—	0.88	0.88	0.88
Summe Total	100.00	100.00	68.59	31.41	100.00	100.00

Tabelle 2.10.

Table 2.10.

	C ₃ S	C ₂ S	C ₃ A	C ₄ AF	MgO	Nicht bestimmt Not Determined	Summe Total
Kalkstein Limestone	363.00	— 267.23	1.26	2.05	0.94	—	100.00
Ton Clay	— 601.62	641.45	34.34	21.13	1.90	2.80	100.00

stoffe, Kalk und Ton (glühverlustfrei), berechnet. Die berechnete Zusammensetzung der Klinkerminerale ist in Tabelle 2.10. enthalten. Der nächste Schritt ist, den Kalkstein mit dem Ton in einem solchen Verhältnis zu mischen, daß die Mischung beider Komponenten einen gewünschten Gehalt an Tricalciumsilikat C₃S von 60 % ergibt [12].

Dieses Verhältnis wird mit Hilfe der folgenden Formel gefunden:

$$x = \frac{A - R}{A - B}$$

In der Formel ist x der Anteil der zweiten Komponente (Ton); A ist der Prozentgehalt des gewünschten Minerals in Komponente Nr. 1 (Kalkstein), B ist der Prozentgehalt dieses Minerals in Komponente 2 (Ton) und R ist der Prozentgehalt dieses Minerals in der Mischung der beiden Komponenten. Tabelle 2.11. enthält die Berechnung der Gewichtsteile Kalkstein und Ton, die, wenn gemischt, Rohmehl bzw. Klinker mit dem gewünschten Gehalt von 60 % C₃S ergeben. Wie ersichtlich sind hierfür 68.59 % Kalkstein und 31.41 % Ton in der Mischung erforderlich.

Beispiel 2.11.

Berechnung eines Rohmehles bestehend aus drei Komponenten (Kalkstein, Ton und Sand) bei einem festgelegten Gehalt an Tricalciumsilikat und Dicalciumsilikat.

be calculated. Table 2.10. contains the computed composition of the clinker minerals. The next step is to mix the limestone and clay in such a ratio that the blend of both components will result in the required content of tricalcium silicate, C₃S, of 60 % [12].

This ratio is found with the help of the following formula:

In the formula x is the part of the second component (clay); A is the percentage of the desired mineral in component No. 1 (limestone), B is the percentage of this mineral in component No. 2 (clay), and R is the percentage of this mineral in the blend of these two components. Table 2.11. contains the calculated parts by weight of limestone and clay, which when blended, produce a raw mix or clinker with the required content of 60 % C₃S. For this mixture, it may be seen that 68.59 % limestone, and 31.41 % clay are necessary.

Example 2.11.

Calculation of a raw mix consisting of three components (limestone, clay, and sand), with specified contents of tricalcium silicate, and dicalcium silicate.

Tabelle 2.11.

Table 2.11.

Rohmaterial Raw Material	C ₃ S		Verhältnis Proportion	C ₃ S	C ₂ S	C ₃ A	C ₄ AF	MgO	Nicht bestimmt Not Determined	Summe Total
Kalkstein Limestone	(A) 363.00	A-R 303.00	0.6859	248.97	-183.34	0.89	1.43	0.64	—	68.59
Ton Clay	(B) -601.62	A-B 964.62	$\frac{(A-R)}{(A-B)}$ 0.3141	-183.97	201.48	10.78	6.64	0.60	0.88	31.41
Erforderlich Required	(R) 60.0		1.0000	60.00	18.14	11.67	8.07	1.24	0.88	100.00

Tabelle 2.12.

Table 2.12.

	1	2	3	4	5	6	7	8
	Kalkstein Limestone	Ton Clay	Sand	Spalte 1 × 0.7380 Col. 1	Spalte 2 × 0.1635 Col. 2	Spalte 3 × 0.0985 Col. 3	Klinker Clinker	Mineralien % Minerals %
SiO ₂	3.6	59.2	96.6	2.66	9.68	9.52	21.86	C ₃ S : 50
Al ₂ O ₃	3.5	28.1	2.1	2.58	4.59	0.21	7.38	C ₂ S : 25
Fe ₂ O ₃	2.7	11.6	1.3	1.99	1.90	0.12	4.01	C ₃ A : 13
CaO	90.2	1.1	—	66.57	0.18	—	66.75	C ₄ AF : 12
	100.00	100.00	100.00	73.80	16.35	9.85	100.00	100.00

Für diesen Zweck sei die Rechnungsmethode mit Determinanten angewendet.

For this, the calculation with determinants may be applied.

Die Zusammensetzung der Rohstoffe ist in Spalten 1, 2 und 3 der Tabelle 2.12. angegeben. Verlangt wird ein Rohmehl, welches 50 % C₃S und 25 % C₂S enthält.

Columns 1, 2, and 3, of table 2.12, show the composition of the raw materials. The required raw mix should contain 50 % C₃S, and 25 % C₂S.

Die berechnete potentielle Mineralzusammensetzung der drei Komponenten ist in Tabelle 2.13. enthalten

The calculated potential mineral composition of the three components is shown in table 2.13.

Tabelle 2.13.

Table 2.13.

	Kalkstein % Limestone %	Ton % Clay %	Sand %
C ₃ S	312	-651	-750
C ₂ S	-225	661	843
C ₃ A	5	55	3
C ₄ AF	8	35	4
Summe Total	100	100	100

Es bedeuten:

Notation:

Teile Kalkstein = x = parts limestone
 Teile Ton = y = parts clay
 Teile Sand = z = parts sand

Auf einen Teil Sand entfallen x Teile Kalkstein und y Teile Ton.

x parts of limestone and y parts of clay are apportioned to one part of sand.

2.7. Berechnung der potentiellen Mineralzusammensetzung

2.7. Calculation of the potential mineral composition

Zur Lösung der Aufgabe stellen wir zunächst drei lineare Gleichungen auf wie in Beispiel 2.9.

To solve this problem, we first assemble three linear equations as in example 2.9:

$$\begin{aligned}a_1x + b_1y + c_1z &= d_1 \\a_2x + b_2y + c_2z &= d_2 \\a_3x + b_3y + c_3z &= d_3\end{aligned}$$

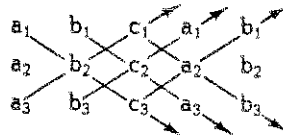
und lösen x , y und z mit Hilfe von Determinanten dritter Ordnung [26, 5]:

and solve for x , y , and z , using third-order determinants [26, 5]:

$$\begin{aligned}x &= \frac{\begin{vmatrix} d_1 & b_1 & c_1 \\ d_2 & b_2 & c_2 \\ d_3 & b_3 & c_3 \end{vmatrix}}{\begin{vmatrix} a_1 & b_1 & c_1 \\ a_2 & b_2 & c_2 \\ a_3 & b_3 & c_3 \end{vmatrix}}, & y &= \frac{\begin{vmatrix} a_1 & d_1 & c_1 \\ a_2 & d_2 & c_2 \\ a_3 & d_3 & c_3 \end{vmatrix}}{\begin{vmatrix} a_1 & b_1 & c_1 \\ a_2 & b_2 & c_2 \\ a_3 & b_3 & c_3 \end{vmatrix}}, & z &= \frac{\begin{vmatrix} a_1 & b_1 & d_1 \\ a_2 & b_2 & d_2 \\ a_3 & b_3 & d_3 \end{vmatrix}}{\begin{vmatrix} a_1 & b_1 & c_1 \\ a_2 & b_2 & c_2 \\ a_3 & b_3 & c_3 \end{vmatrix}}\end{aligned}$$

Die Lösung erfolgt bekanntlich durch Multiplikation von drei auf einer Diagonalen befindlichen Elementen, wie es hier schematisch dargestellt ist. Zwecks besserer Übersicht werden die ersten zwei vertikalen Reihen rechts nochmals aufgetragen.

As is well known, the solution involves multiplication of three elements located on a diagonal, as shown here schematically. For clarity, the first two columns are extended by repeating them on the right side.



Wird abwärts multipliziert, so werden bekanntlich die Produkte addiert; wird aufwärts multipliziert, so werden die Produkte subtrahiert, wie folgt:

As is known, if we multiply downwards, the products are added; and if we multiply upwards, the products are subtracted, as follows:

$$a_1b_2c_3 + b_1c_2a_3 + c_1a_2b_3 - a_3b_2c_1 - b_3c_2a_1 - c_3a_2b_1$$

Nun setzen wir in die Gleichungen die festgelegten Mineralanteile der Komponenten ein

Now, we insert into the equations the required amount of minerals of the components

$$\begin{aligned}312x - 651y - 750z &= 50 \\-225x + 661y + 843z &= 25 \\x + y + z &= 1\end{aligned}$$

Lösung:

Solution:

$$x = \frac{\begin{vmatrix} 50 & -651 & -750 \\ 25 & 661 & 843 \\ 1 & 1 & 1 \end{vmatrix}}{\begin{vmatrix} 312 & -651 & -750 \\ -225 & 661 & 843 \\ 1 & 1 & 1 \end{vmatrix}}$$

$$= \frac{-64,618}{-87,552} = 0.7380$$

Teile Kalkstein
parts limestone

$$y = \frac{\begin{vmatrix} 312 & 50 & -750 \\ -225 & 25 & 843 \\ 1 & 1 & 1 \end{vmatrix}}{\begin{vmatrix} 312 & -651 & -750 \\ -225 & 661 & 843 \\ 1 & 1 & 1 \end{vmatrix}}$$

$$= \frac{-14,310}{-87,552} = 0.1635$$

Teile Ton
parts clay

Der Wert für z wird durch die Differenz gefunden:

The value for z is being found by difference:

$$\begin{aligned}x + y + z &= 1 \\0.7380 + 0.1635 + 0.0985 &= 1.0000\end{aligned}$$

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

2. Calculation of raw mix composition

Die Prozentanteile der drei Komponenten sind (glühverlustfrei):

The percentages of the three components are (ignition free).

$$\begin{aligned}x &= 73.80 \% \\y &= 16.35 \% \\z &= 9.85 \%\end{aligned}$$

Die Beweisrechnung ist in Tabelle 2.14. enthalten.

The proof of the calculation is shown in table 2.14.

Tabelle 2.14.

Table 2.14.

Mineralien Minerals	Kalkstein — Limestone	Ton — Clay	Sand	Klinker % Clinker %
C ₃ S	312 × 0.7380 = 230.2	-651 × 0.1635 = -106.4	-750 × 0.0985 = -73.8	50
C ₂ S	-225 × 0.7380 = -166.0	661 × 0.1635 = 108.0	843 × 0.0985 = 83.0	25
C ₃ A	5 × 0.7380 = 3.7	55 × 0.1635 = 9.0	3 × 0.0985 = 0.3	13
C ₄ AF	8 × 0.7380 = 5.9	35 × 0.1635 = 5.7	4 × 0.0985 = 0.4	12
Summe Total	73.8	16.3	9.9	100

Die berechnete Klinkerzusammensetzung sowie der wie üblich errechnete abgerundete Gehalt an Klinkermineralien ist in den Spalten 4, 5, 6, 7 und 8 der Tabelle 2.12. enthalten.

The calculated composition of the clinker as well as the conventionally calculated content of clinker minerals in round figures, are shown in columns 4, 5, 6, 7, and 8, of table 2.12.

Würden wir in die obige Rechnung anstatt 50 % C₃S einen Wert von 25 % C₃S und 50 % C₂S einsetzen, so würden wir folgende Anteile an Rohstoffkomponenten erhalten (glühverlustfrei):

Suppose that instead of 50 % C₃S we insert into the above calculation, values of 25 % C₃S, and 50 % C₂S; we then get the following percentages of raw material components (ignition free):

$$\begin{aligned}x &= 71.46 \% \\y &= 16.51 \% \\z &= 12.03 \%\end{aligned}$$

Der Beweis ist in der folgenden tabellarischen Berechnung der Mineralanteile enthalten (siehe Tabelle 2.15).

The proof is shown in the following tabulated calculations of the mineral components (see table 2.15).

Tabelle 2.15.

Table 2.15.

Mineralien Minerals	Kalkstein — Limestone	Ton — Clay	Sand	Klinker % Clinker %
C ₃ S	312 × 0.7146 = 222.95	-651 × 0.1651 = -107.48	-750 × 0.1203 = -90.22	25
C ₂ S	-225 × 0.7146 = -160.78	661 × 0.1651 = 109.13	843 × 0.1203 = 101.41	50
C ₃ A	5 × 0.7146 = 3.57	55 × 0.1651 = 9.08	3 × 0.1203 = 0.36	13
C ₄ AF	8 × 0.7146 = 5.72	35 × 0.1651 = 5.18	4 × 0.1203 = 0.48	12
Summe Total	71.46	16.51	12.03	100

2.8. Oxidgehalte und potentielle Zusammensetzung

2.8. Oxide contents and potential composition

Aus obigem ist ersichtlich, daß kleine Mengenunterschiede bei der Proportionierung von Rohstoffkomponenten und daraus folgend von Oxidgehalten große Schwankungen in der potentiellen Phasenzusammensetzung des Klinkers verursachen; in diesem Falle

The above calculation shows that small quantity fluctuations in the proportioning of the raw components, with their resultant small differences in the oxide contents, cause large fluctuations in the potential phase composition of the clinker and consequently,

also der C_3S -Gehalt um 50 % reduziert und der C_2S -Gehalt um 100 % erhöht wird. Dies zeigt auch die folgende tabellarische Zusammenstellung von drei verschiedenen Klinkern mit kleinen Unterschieden in den Oxidgehalten und den daraus resultierenden großen Schwankungen in der errechneten Phasenzusammensetzung (siehe Tabelle 2.16.) [27].

as in this case, the reduction of C_3S -content by 50 %, and an increase in C_2S -content of 100 %. This is also shown in the following tabulated compilation of three different clinkers with small differences in the oxide contents, and the resulting large fluctuations in the calculated phase composition (see table 2.16.) [27].

Tabelle 2.16.

Table 2.16.

Klinkeranalyse und potentielle Phasenzusammensetzung Clinker analysis and potential compound composition			
Bestandteil Constituent	Klinker I % Clinker I %	Klinker II % Clinker II %	Klinker III % Clinker III %
SiO ₂	20.0	21.8	20.0
Al ₂ O ₃	7.0	7.6	5.5
Fe ₂ O ₃	3.0	3.3	4.5
CaO	66.0	63.0	66.0
Rest Balance	4.0	4.3	4.0
Summe Total	100.0	100.0	100.0
C ₃ S	65.0	35.0	73.0
C ₂ S	8.0	36.0	2.0
C ₃ A	14.0	15.0	7.0
C ₄ AF	9.0	10.0	14.0

Tabelle 2.16. enthält die chemische Zusammensetzung von drei verschiedenen Klinkern. Die Oxidgehalte dieser drei Klinker gehen nicht weit auseinander; dagegen zeigt die berechnete potentielle Zusammensetzung wesentliche Unterschiede. Deshalb muß bei der Berechnung der Rohmehlzusammensetzung der Umstand beachtet werden, daß eine Änderung des CaO-Gehaltes um 1 % eine Änderung des Gehaltes an Tricalciumsilikat um etwa 10–14 % nach sich zieht. Umgekehrt erfordert eine Änderung des C_3S -Gehaltes um 1 % eine entsprechende Erhöhung oder Senkung des CaO-Gehaltes um $1/14 = 0.07$ %, bzw. des $CaCO_3$ -Gehaltes im Rohmehl um $0.07 \times 1.78 = 0.12$ %. Werden bei konstantem CaO-Gehalt die Werte der anderen Oxide geändert, so erhält man ebenfalls verschiedene Werte für die resultierenden Klinkerminerale.

Aber auch ein und derselbe Klinker kann rechnerisch verschiedene potentielle Zusammensetzungen aufweisen, und zwar dann, wenn man einerseits nur die vier Hauptoxide zur Berechnung heranzieht und andererseits, wenn auch die NebenkompONENTEN, die an der Mineralbildung teilnehmen, berücksichtigt werden. Um dies zahlenmäßig darzustellen, sei folgende Klinkeranalyse zur Berechnung benutzt [28].

Table 2.16. contains chemical compositions of three different clinkers. The oxide contents do not vary widely; but the calculated potential compositions show considerable differences. Therefore, when calculating the composition of the raw mix, it should be taken into consideration that a variation of 1 % in the CaO-content causes a variation in the tricalcium silicate content by about 10–14 % and, vice versa, a fluctuation in the C_3S -content by 1 %, causes a corresponding increase or decrease in the CaO-content by $1/14 = 0.07$ %, or a change in the $CaCO_3$ -content of the raw mix by $0.07 \times 1.78 = 0.12$ %. If the CaO-content is kept constant and the values for the other oxides change, there is a corresponding change in contents of the resulting clinker minerals.

Also one and the same clinker can show different calculated potential compound compositions, when on the one hand, one calculates with only the four main oxides, and on the other hand when including also the auxiliary components which participate in the formation of minerals. For a numerical presentation of this fact, the following clinker analysis may be used for calculation [28].

SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	TiO ₂	Mn ₂ O ₃	CaO*	MgO	K ₂ O	Na ₂ O	SO ₃	Unlöslich Insoluble	Glühverlust LOI	Summe Total
22.5	5.0	2.5	0.5	0.3	63.0	1.8	0.4	0.4	2.6	0.5	0.5	100.0

* 1 % freies CaO eingerechnet — 1 % free CaO included

2. Berechnung der Rohmehlzusammensetzung

2. Calculation of raw mix composition

Die errechnete potentielle Zusammensetzung ist:

C ₃ S	=	48.25 %
C ₂ S	=	28.12 %
C ₃ A	=	8.18 %
C ₄ AF	=	7.61 %
Summe Total		92.16 %

Das Verhältnis von C₃S : C₂S = 1.71 : 1.

Die NebenkompONENTEN tragen zur folgenden Mineralbildung bei:

der SO₃-Rest zu CaSO₄:

K	—	K ₂ SO ₄ ; the rest of SO ₃ to CaSO ₄ :
SO ₃	—	CaSO ₄
TiO ₂	—	CaO · TiO ₂
Na ₂ O	—	8 CaO · Na ₂ O ₃ · 3 Al ₂ O ₃ (C ₈ NA ₃)
Mn ₂ O ₃	—	4 CaO · Al ₂ O ₃ · Mn ₂ O ₃ (C ₄ AMn)
Freies	CaO	free

Unter Berücksichtigung der hier angeführten Mineralbildung besteht die potentielle Klinkerzusammensetzung aus:

The calculated potential composition is:

The ratio of C₃S : C₂S = 1.71 : 1.

The auxiliary components contribute to the following formation of minerals:

Considering the mineral formation as quoted above, the potential clinker composition is:

	frei	%
CaO	free	1.0
	K ₂ SO ₄	0.74
	CaSO ₄	3.84
	CaO · TiO ₂	0.86
	C ₈ NA ₃	5.27
	MgO	1.80
	C ₄ AF	7.61
	C ₄ AMn	0.92
	C ₃ A	3.28
	C ₃ S	37.89
	C ₂ S	36.29
Summe - Total		99.50

Ein Vergleich der beiden Ergebnisse weist große Unterschiede in der potentiellen Zusammensetzung desselben Klinkers auf. Auch das Verhältnis von C₃S : C₂S hat sich geändert und ist nach der zweiten Berechnungsweise ungefähr 1 : 1. Die Unterschiede in der potentiellen Zusammensetzung resultieren aus dem Umstand, welche Art der Mineralbildung für die Berechnung angewendet wird.

A comparison of the two results shows wide differences in the potential composition of the same clinker. Also the ratio C₃S : C₂S has changed and is roughly 1 : 1, according to the second method of calculation. Differences in potential composition are the result of differences in the mineral formations used for the calculation.

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

Das im Steinbruch gesprengte Zementrohmaterial muß zwecks weiterer Verarbeitung zerkleinert werden. Die Zerkleinerung erfolgt in Brechern und Mühlen. Brechen ist Zerkleinerung im Grobbereich, Mahlen hingegen bezieht sich auf Zerkleinerung im Feinbereich. Die Entwicklung der Zerkleinerungstechnik erfolgte hauptsächlich auf empirischem Wege.

Eine Vielzahl von Verfahren und Einrichtungen steht zur Verfügung, um die richtige Auswahl von Zerkleinerungsmaschinen zu treffen; gesammelte Erfahrungen und genaue Kenntnis aller Anwendungsmöglichkeiten spielen hierbei noch meistens eine entscheidende Rolle.

3.1. Zerkleinerungsmaschinen und -methoden

3.2. Systematische Übersicht

- A. Maschinen zur Zerkleinerung im Grobbereich (Brecher) durch Anwendung von Druck sind:
- Backenbrecher
 - Großkegelbrecher, Rundbrecher, Kegelbrecher
 - Walzenbrecher

- B. Brecher für Zerkleinerung durch Schlag sind:
- Hammerbrecher (Ein- und Doppelschwingenbrecher)
 - Prallbrecher

- C. Für Zerkleinerung im Feinbereich (Mühlen) durch Anwendung von Schlag:
- Kugelmühlen
 - Rohrmühlen
 - Verbundmühlen

Diese Mühlen werden allgemein als Schwerkraftmühlen oder auch als langsamlaufende Mühlen bezeichnet.

- D. Mühlen für Zerkleinerung durch Anwendung von Druck:
- Kugelringmühlen (Peters-Mühle)
 - Rollenmühlen, auch Walzenschüsselmühlen genannt; durch Federdruck (Federrollenmühlen) oder hydraulisch an eine Mahlschüssel angepreßte Walzen (Loesche-Mühle).

3. Coarse size reduction of raw materials

Cement raw material blasted in the quarry, requires size reduction for further processing. Size reduction is performed in crushers and grinding mills. Crushing is comminution in the coarse range, whereas grinding refers to comminution in the fine range. The technique of size reduction was developed chiefly by empirical analysis.

A variety of processes and equipment are available for selection of the right kind of size reduction machinery; however, experience gained in this field and thorough knowledge of all possibilities of application are still deciding factors.

3.1. Size reduction machinery and methods

3.2. Systematic survey

- A. Machinery for size reduction in the coarse range (crushers) by application of compression:
- Jaw crushers
 - Gyratory crushers, cone crushers
 - Crushing rolls

- B. Crushers for size reduction by impact:
- Hammer crushers or hammer mills (single or double impeller type)
 - Impact crushers

- C. For comminution in the fines range (grinding mills) by application of impact:
- Ball mills
 - Tube mills
 - Compound mills

These mills are generally called gravity mills or also slow running mills.

- D. Mills where compression is applied for the purpose of comminution:
- Ring ball mills (Peters-mill)
 - Ring roll mills, also called bowl mills; grinding pressure is maintained either by heavy steel springs (spring type mills) or hydraulically, thus pressing the rolls or balls against the grinding bowl or ring (Loesche-mill).

Nach dem Weg des Materials unterscheidet man

E. Beim Brechvorgang:

- a. Brechen im einfachen Durchgang; das Material passiert den Brecher nur einmal.
- b. Brechen im geschlossenen Kreislauf; das abgeseibte Oberkorn wird, zwecks Zerkleinerung auf die erforderliche Korngröße, dem Brecher nochmals zugeführt.
Der Brechvorgang wird manchmal auch mit Vortrocknung kombiniert.

F. Beim Mahlvorgang:

- a. Durchlaufmahlung; das Mahlgut passiert die Mühle nur einmal. Diese Mahlart wird auch als offener Kreislauf bezeichnet.
- b. Geschlossene Kreislaufmahlung. Das vom Feinkorn mechanisch oder pneumatisch getrennte Grobkorn wird zwecks Zerkleinerung auf die erforderliche Korngröße zurückgeschickt und passiert so die Mühle zweimal oder mehrmals. Kreislaufmahlung wird auch bei Naßmahlung angewendet.

G. Nach dem Zustand des Mahlgutes:

- a. Trockenmahlung. Das Mahlgut wird im trockenen Zustande der Mühle zugeführt.
- b. Mahltrocknung. Das Mahlgut ist feucht und wird während des Mahlens mit von außen zugeführter Wärme getrocknet.
- c. Naßmahlung. Das Mahlgut wird mit einer entsprechenden Menge Wasser versetzt, um als Rohschlamm mahlbar zu sein.

As to the path of the material the following distinctions are made.

E. The crushing procedure

- a. Crushing in single pass; the crushed material passes the crusher only once.
- b. Crushing in closed circuit; for the purpose of reduction to the required size, the scalped oversize material is returned to the crusher, thus passing through the crusher two or more times.
Crushing may also be combined with predrying.

F. The grinding procedure:

- a. One pass grinding; the ground material passes through the mill only once. This kind of grinding is also called open circuit grinding.
- b. Closed circuit grinding
Coarse particles separated from the fines mechanically or pneumatically, are returned to the mill for comminution to the required size, thus passing through the mill two or more times. Closed circuit grinding is also employed for wet grinding.

G. In reference to the mill feed:

- a. Dry grinding; the material is fed into the mill in a dry state.
- b. Drying-grinding; the mill feed is moist and is being dried during grinding by heat supplied from outside.
- c. Wet grinding; an appropriate amount of water is added to the mill feed in order to be grindable in the slurry state.

3.3. Zerkleinerungsgrad

Der Zerkleinerungsgrad (n) ist das Verhältnis der größten linearen Dimension des Brechgutes vor der Zerkleinerung (D) zur größten linearen Dimension des gebrochenen Gutes (d); es ist dargestellt als

$$n = \frac{D_{\max}}{d_{\max}}$$

Betragen z. B. die Abmessungen des Brecher-Aufgabegutes 1000 mm und die des gebrochenen Gutes 50 mm, dann ist der Zerkleinerungsgrad

$$n = \frac{1000}{50} = 20;$$

beträgt die Korngröße des gebrochenen Gutes 20 mm, dann ist der Zerkleinerungsgrad

3.3. Reduction ratio

The degree of reduction (n) is the ratio of the largest linear dimension of the material before crushing (D) to the largest linear dimension after crushing (d); it is expressed as

If e. g. the linear dimension of the crusher feed equals 40 inches and that of the crushed material is 2 inches, then the reduction ratio

$$n = \frac{40}{2} = 20;$$

at a particle size of 0.8 inches of the crushed material, the reduction ratio

3.3. Zerkleinerungsgrad

$$n = \frac{1000}{20} = 50.$$

Die in der Zementindustrie verwendeten Vordreher arbeiten mit einem Zerkleinerungsgrad von $n = 5$ bis 15. Die Zerkleinerung von Rohmaterialien erfolgt manchmal in zwei oder auch in drei Stufen, je nach den Erfordernissen des Rohmaterials.

Bei zweistufiger Zerkleinerung werden Kalksteinblöcke von etwa 700–900 mm Kantenlänge zuerst im Primärdreher (Zerkleinerungsgrad $n =$ etwa 5) zu Stückgrößen von etwa 120–200 mm zerkleinert. Im Sekundärdreher erfolgt die weitere Zerkleinerung bis auf 20–25 mm Korngröße. Das so vorbereitete Material ist dann das Aufgabegut für die Rohrmöhlen. Um die Arbeit der Möhlen zu steigern, wird manchmal eine tertiäre Zerkleinerungsstufe eingeschaltet, bei der das Material bis auf etwa 3–5 mm Korngröße zerkleinert wird.

Außer der oben genannten Definition des Zerkleinerungsgrades, die sich auf die maximalen Korngrößen bezieht, sind noch folgende Definitionen des Zerkleinerungsgrades im Gebrauch:

- a. Zerkleinerungsgrad bezogen auf die 95 % Korngrößen

$$n_{95} = \frac{D_{95}}{d_{95}}$$

D_{95} = 95 % Korngröße D im Aufgabegut
 d_{95} = 95 % Korngröße d im zerkleinerten Gut

In den Vereinigten Staaten ist im Zusammenhang mit dem Bond'schen Zerkleinerungsgesetz das 80 % Korngrößenverhältnis in Anwendung.

- b. Zerkleinerungsgrad, der sich auf die mittleren Korngrößen bezieht

$$n_{ma} = \frac{D_{ma}}{d_{ma}}$$

D_{ma} = mittlere arithmetische Korngröße des Aufgabegutes
 d_{ma} = mittlere arithmetische Korngröße des zerkleinerten Gutes

- c. Wirksamer Zerkleinerungsgrad einer Zerkleinerungsmaschine

$$n_e = \frac{D_{max}}{s}$$

s = Austragsspaltweite der Zerkleinerungsmaschine

- d. Scheinbares Zerkleinerungsverhältnis einer Zerkleinerungsmaschine

$$n_a = \frac{m}{s}$$

3.3. Reduction ratio

$$n = \frac{40}{0.8} = 50.$$

The reduction ratio of primary crushers employed in the cement industry is within the limits of $n = 5$ to 15. The comminution is sometimes performed in two and also in three stages, depending upon the requirements of the raw material.

In a two-stage comminution arrangement limestone rocks are first reduced in a primary crusher from sizes between 27 and 35 inches to sizes between 5 and 8 inches, $n \approx 5$. A secondary crusher reduces the material to sizes between $\frac{3}{4}$ and 1 inch. The resulting material is then fed into the tube mills. To increase the throughput of the tube mills, a tertiary crushing stage in which the material is reduced down to about 0.12 and 0.20 inches, is sometimes provided.

In addition to previously cited definitions and with reference to maximum particle sizes, the following definitions for the degree of reduction are still employed:

- a. Degree of reduction which refers to the 95 % particle sizes

D_{95} = 95 % particle size D in the feed
 d_{95} = 95 % particle size d in the reduced material

In the United States, according to Bond's size reduction theory, the 80 % particle size ratio is in use.

- b. Degree of reduction which refers to the mean particle sizes

D_{ma} = mean arithmetic particle size in the feed
 d_{ma} = mean arithmetic particle size in the reduced material

- c. Effective degree of reduction of a size reduction machine

s = width of discharge opening of the size reduction machine

- d. Apparent degree of reduction of a size reduction machine

m = Maulweite der Zerkleinerungsmaschine

s = Spaltweite der Austragsöffnung [28a]

Es sei erwähnt, daß neuerlich neben dem Begriff „Zerkleinerungsgrad“, auch der Begriff „Zerkleinerungsverhältnis“ in Gebrauch ist. Danach bezeichnet der Zerkleinerungsgrad die Differenz der Anfangsoberfläche zur Endoberfläche des Zerkleinerungsgutes (Oberflächenzunahme), während Zerkleinerungsverhältnis das Verhältnis der Aufgabekorngröße zur Endkorngröße ausdrücken soll.

3.4. Oberflächenenerzeugung und Arbeitsbedarf

Der spezifische Arbeitsbedarf beim Brechvorgang, d. h. die pro Tonne Brechgut aufgewendete Energie, ist bei der Grobzerkleinerung wesentlich geringer als bei der Feinzerkleinerung, d. i. beim Mahlvorgang. Vergleicht man jedoch den Arbeitsaufwand mit der erzeugten Oberfläche, so zeigt sich gerade das Gegenteil. Um dies zu beweisen, macht Mittag [29] die folgende Gegenüberstellung, die hier in etwas abgeänderter Form wiedergegeben ist.

Beispiel

- a. Grobzerkleinerung: In einem Kegelbecher wurden während einer Stunde 6000 kg Quarzit von einer Aufgabekorngröße von 5–50 mm auf eine Endkorngröße von 0–5 mm zerkleinert. Der Leistungsbedarf des Brechers war 18 kW und somit

$$\text{der spezifische Arbeitsbedarf } \frac{18}{6} = 3 \text{ kWh/t}$$

Brechgut. Von einer Durchschnittsprobe wurde dann die durch den Brechvorgang erzeugte Oberfläche berechnet. Zur Feststellung der Oberfläche des Aufgabegutes wurden 1000 kg Aufgabegut in Rechnung gestellt und angenommen, daß dieses aus Würfeln von 1 cm Kantenlänge besteht bei einem spezifischen Gewicht des Quarzits von 2.5.

$$\text{In 1000 kg Aufgabegut sind dann } \frac{1000}{2.5} = 400$$

$\text{dm}^3 \times 1000 = 400,000$ Würfel mit je 6 cm^2 Oberfläche enthalten; die Gesamtoberfläche des Aufgabegutes beträgt dann $400,000 \times 6 = 2,400,000 \text{ cm}^2$. Nach dem Brechen wurde festgestellt, daß 1000 kg Brechgut eine Oberfläche von $80,000,000 \text{ cm}^2$ aufweist. Abzüglich der Ausgangsoberfläche betrug die erzeugte Oberfläche $80,000,000 - 2,400,000 = 77,600,000 \text{ cm}^2$ wofür 3 kWh verbraucht wurden. Auf 1 kg Brechgut bezogen betragen dann die entsprechenden Zahlen: $77,600 \text{ cm}^2$ ($77.6 \text{ cm}^2/\text{g}$)

$$\text{und } \frac{3 \text{ kWh}}{1000 \text{ kg}} = 0.003 \text{ kWh. 1 kWh entspricht}$$

$367,000 \text{ mkg}$; somit $367,000 \times 0.003 = 1,101 \text{ mkg}$ oder $110,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}$. Auf die erzeugte Oberflä-

m = feed opening of the size reduction machine

s = width of the discharge opening [28a]

It should be mentioned that recently, two definitions are in use, i. e. „reduction ratio“ and „degree of reduction“. According to this, the degree of reduction expresses the difference between the initial and the final surface of the crushed material, whereas the reduction ratio denotes the relation between the initial and the final particle size.

3.4. Generation of surface and power requirement

The specific power requirement for crushing, i. e. the consumption of energy per ton of crusher feed is substantially lower for size reduction in the coarse range than for fine size reduction, i. e. for grinding. However a comparison of the energy consumption for the surface produced, shows just the contrary. To substantiate this, Mittag [29] makes a comparison, which is quoted below in a somewhat version.

Example

- a. Coarse size reduction:

6000 kg of quartzite was crushed in a cone crusher for one hour; a feed particle size of 5–50 mm was reduced to a product particle size of 0–5 mm. The crusher's power input was 18 kWh, i. e. a specific

$$\text{energy consumption of } \frac{18}{6} = 3 \text{ kWh per metric}$$

ton. Then a representative sample was used to determine the surface produced by crushing. To simplify the calculation, a feed quantity of 1000 kg was taken into account. It was assumed that this quantity consisted of quartzite cubes with an edge length of 1 cm, and a specific gravity of 2.5 grams/ cm^3 . Thus 1000 kg of crusher feed con-

$$\text{tains } \frac{1000}{2.5} = 400 \text{ cubic decimeter} \times 1000 =$$

400,000 cubes with a surface of 6 cm^2 each; the total surface of the feed is then $400,000 \times 6 = 2,400,000 \text{ cm}^2$. After crushing it was found that 1000 kg of product shows a surface of $80,000,000 \text{ cm}^2$. Deducting the original surface, the surface produced is then $80,000,000 - 2,400,000 = 77,600,000 \text{ cm}^2$, for which 3 kWh were consumed. Referring to 1 kg of crushed product, the corresponding figures are: $77,600 \text{ cm}^2$ ($77.6 \text{ cm}^2/\text{gram}$)

$$\text{and } \frac{3 \text{ kWh}}{1000 \text{ kg}} = 0.003 \text{ kWh. 1 kWh equals 367,000}$$

meterkilogram; thus $367,000 \times 0.003 = 1,101 \text{ mkg}$ or $110,100,000 \text{ gram} \cdot \text{centimeter}$. When referring to the surface produced, the power requirement

3.5. Auswahl der Brechergrößen

3.5. Selection of crusher sizes

che bezogen ergibt sich ein Arbeitsaufwand beim Brechvorgang von $\frac{110,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}}{77,600 \text{ cm}^2} = 1418 \text{ g} \cdot \text{cm}/\text{cm}^2$.

for the crushing operation amounts to $\frac{110,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}}{77,600 \text{ cm}^2} = 1418 \text{ gram} \cdot \text{centimeter}/\text{cm}^2$.

b. Feinzerkleinerung (Mahlen). Klinker und Gips werden in einer Rohrmühle mit einem spezifischen Arbeitsbedarf von 30 kWh pro 1000 kg Zement mit einer Blaineinheit von 3000 cm²/g vermahlen. Für 1 kg Zement beträgt der spezifische Arbeitsbedarf $\frac{30 \text{ kWh}}{1000 \text{ kg}} = 0.03 \text{ kWh}$; 367,000 mkg $\times 0.03 = 11,010 \text{ mkg}$ oder für 1 g Zement $\frac{11,010 \text{ mkg}}{1000 \text{ g}} = 11 \text{ mkg} \times 100,000 = 1,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}$. Der spez. Arbeitsbedarf bezogen auf 1 cm² erzeugter Oberfläche beträgt demnach beim Mahlen $\frac{1,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}}{3000 \text{ cm}^2} = 366 \text{ g} \cdot \text{cm}/\text{cm}^2$. Demnach erfordert die Grobzerkleinerung in einem Kegelbrecher $\frac{1418}{366} = 3.8$ mal mehr Arbeitsaufwand als die Feinmahlung in einer Rohrmühle. Beim Backenbrecher ist dieses Verhältnis noch ungünstiger.

b. Fine size reduction (grinding). Clinker and gypsum were ground in a tube mill with a specific power requirement of 30 kWh per 1000 kg cement, with a Blaine number of 3000 cm²/gram. The specific power requirement for 1 kg cement is $\frac{30 \text{ kWh}}{1000 \text{ kg}} = 0.03 \text{ kWh}$; 367,000 mkg $\times 0.03 = 11,010 \text{ mkg}$, or for 1 gram cement $\frac{11,010 \text{ mkg}}{1000 \text{ g}} = 11 \text{ mkg} \times 100,000 = 1,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}$. Thus the specific power requirement for 1 cm² of surface produced amounts to $\frac{1,100,000 \text{ g} \cdot \text{cm}}{3000 \text{ cm}^2} = 366 \text{ g} \cdot \text{cm}/\text{cm}^2$. According to this, the coarse size reduction in a cone crusher requires $\frac{1418}{366} = 3.8$ times more energy than fine grinding in a tube mill. This ratio might be higher when employing a jaw crusher.

3.5. Auswahl der Brechergrößen

Die Wahl der entsprechenden Maulweite des Rundbrechers und auch des Backenbrechers hängt sowohl von den Gesteinsabmessungen als auch vom Löffelinhalt des Steinbruchbaggers ab. Die Gesteinsgröße bestimmt die Durchlaßöffnung des Baggerlöffels oder umgekehrt. Diese Faktoren sind auf die gewünschte Durchsatzleistung des Brechers abzustimmen.

3.5. Selection of crusher sizes

The selection of the proper feed openings of gyratory and jaw crushers depends on sizes of the rocks as well as upon the bucket volume of the quarry excavator. The rock size is a function of the passing opening of the dipper or vice versa. These factors have to be adjusted to crusher capacity.

Tabelle 3.5.1.

Table 3.5.1.

Inhalt des Baggerlöffels Capacity of dipper		Zugehörige Größe des Backenbrechers Size of jaw crusher recommended		Größe des Rundbrechers; Dimension a in Fig. 3.18.a. Gyratory crusher recommended; size a in Fig. 3.18.a.	
m ³	cu yds	Maulweite mm	Jaw opening inches	mm	inches
0.50	0.66	600 × 800	24 × 32	350 - 450	14 - 18
0.75	1.0	700 × 900	28 × 36	450 - 500	18 - 20
1.0	1.33	900 × 1000	36 × 39	500 - 700	20 - 30
1.5	2.0	1000 × 1200	39 × 48	700 - 800	28 - 32
2.5	3.3	1200 × 1500	48 × 59	1000 - 1200	39 - 47
3.0	4.0	1500 × 1800	59 × 71	1200 - 1500	47 - 59
7.5	10.0	1600 × 2000	63 × 78	1300 - 1600	51 - 63
9.0	12.0	1700 × 2200	67 × 86	1500 - 1800	59 - 71

Tabelle 3.5.1. enthält Maulweiten von Backen- und Rundbrechern als Vorbrecher in Abhängigkeit vom Baggerlöffelinhalt.

Table 3.5.1. contains feed openings of jaw and gyratory crushers depending upon the capacity of excavator dippers.

3.6. Backenbrecher

Der Backenbrecher ist wegen seiner verhältnismäßig einfachen Konstruktion und der Möglichkeit, ihn in hohen Stückzahlen herzustellen, in der Zementindustrie weit verbreitet; er dient meistens als Vorbrecher (siehe Darstellung in Fig. 3.1.) [30].

3.6. Jaw crusher

In the cement industry the jaw crusher is in general use; this is due to its relatively simple design and also to the circumstance that this crusher is manufactured in large units. The jaw crusher serves mainly as a primary crusher (see picture shown in Fig. 3.1.) [30].

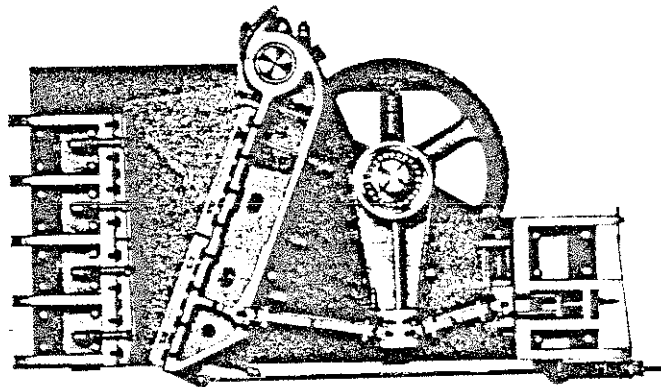


Fig. 3.1. Backenbrecher — Querschnitt

Fig. 3.1. Jaw crusher — Cross-section

Die Zerkleinerung des Aufgabegutes findet zwischen zwei Brechbacken statt, von denen eine stationär ist und die andere mittels Kniehebeldruckes bewegt wird. Die Backen sind mit aus Schalenhartguß oder Hartstahl bestehenden gerippten Panzerplatten ausgekleidet. Der Maschinenrahmen besteht aus Stahlguß. Bei größeren Einheiten ist der Rahmen aus 4–6 Stahlplatten zusammengesetzt.

The size reduction of the crusher feed is performed between two crusher jaws; one of them is stationary, and the other is moved by toggle pressure. The jaws are lined with ribbed liners consisting of chill cast or quenched steel. The crusher frame consists of cast steel; frames of large units consist of 4 to 6 assembled sectional steel frame plates.

Fig. 3.2. zeigt die Brechwirkung der gerippten Panzerplatten des Backenbrechers.

Fig. 3.2. shows the crushing action of the ribbed liners of the jaw crusher.



Fig. 3.2. Brechwirkung von gerippten Panzerplatten

Fig. 3.2. Crushing action of ribbed liners

Die Oberfläche der Panzerplatten ist längs gerippt. Fig. 3.3. zeigt verschiedene konstruktive Ausführungen von Rippen der Backenbrecher-Panzerplatten.

The surface of the liners is ribbed lengthwise. Fig. 3.3. shows various designs of ribs of jaw crusher liners.

Zum Brechen von hartem, mittelhartem und sprödem Material verwendet man Panzer-Rippen wie in Fig. 3.3.a. dargestellt. Der eingeschlossene Winkel der

To crush hard, semi-hard and brittle rocks, ribbed liners as shown in Fig. 3.3.a. are used. The included angle of the ribs amounts to 90–100°. For crushing of

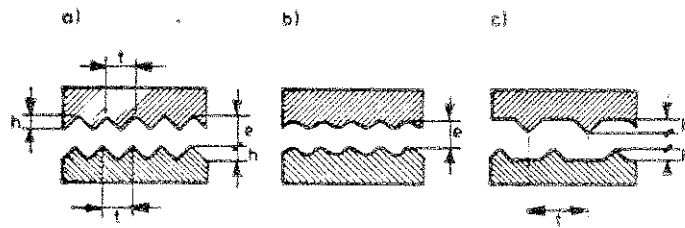


Fig. 3.3. Verschiedene Ausführungsformen von Backenbrecher-Panzerplatten

Fig. 3.3. Various styles of jaw crushers liners

Rippen beträgt $90-100^\circ$. Für grobes und sehr hartes Steinmaterial sollen die Rippen mehr wellenförmig ausgebildet sein, wie es in Fig. 3.3.b. dargestellt ist; hier soll der Winkel $100-110^\circ$ betragen. Für großstückige, sehr harte Blöcke verwendet man Panzerplatten, deren Rippen weite Abstände haben (siehe Fig. 3.3.c.). Das günstigste Verhältnis der Rippenbreite t zu deren Höhe h ist (siehe Fig. 3.3.a.)

coarser and considerably harder rocks, the ribs should be corrugated as shown in Fig. 3.3.b.; here the rib angle should be $100-110^\circ$. For large and very hard rocks, liners with more widely spaced ribs are used (see Fig. 3.3.c.). The most effective ratio between the rib width and its height as shown in Fig. 3.3.a. is expressed as

$$t \approx 2 + 3h$$

Für den in Fig. 3.3.c. dargestellten Fall beträgt dieses Verhältnis

For the case shown in Fig. 3.3.c. this ratio is

$$t \approx 4 + 5h$$

Abhängig von der Größe des Aufgabegutes beträgt die Breite der Rippen bei Backenbrechern erster Stufe etwa 50–150 mm. Bei Backenbrechern zweiter Stufe beträgt die Breite der Rippen etwa 10–40 mm.

Depending on the size of the crusher feed, the width of the ribs in jaw crushers employed as primary crushers is 50–150 mm. Jaw crushers employed as secondary crushers have ribs with a width of 10–40 mm.

Die Breite des Brecher-Auslaßspaltes e (Fig. 3.3.a) wird von der Rippenkante einer Platte zur gegenüberliegenden Einkerbung der anderen Platte gemessen (Fig. 3.3.a und 3.3.b); in Fig. 3.3.c ist es die Entfernung der Ebenen voneinander.

The width of the crusher's discharge opening e (Fig. 3.3.a) is being measured from the top of the rib of one liner to the opposite notching of the other liner (see Fig. 3.3.a and 3.3.b); at Fig. 3.3.c it is the distance between the planes.

Bei sehr hartem Material tragen die Rippen zur Entstehung von Seitenkräften bei, die sich ungünstig auf die Backenwelle auswirken; in solchen Fällen werden glatte Panzerplatten bevorzugt.

When working very hard materials the ribs generate lateral forces which have a negative influence on the swing jaw shaft; in such cases even jaw liners are preferred.

Bei der Kalkstein-Vorzerkleinerung werden auch sogenannte überhöhte Rippen mit Erfolg verwendet. Jeder dritte oder vierte Zahn wird höher ausgebildet als die Normalverzahnung. Hierdurch wird der Anfall von plattigen oder nadeligen Stücken im Brechgut verhindert. Fig. 3.4 zeigt ein solches Brechbacken-Plattenprofil.

For the precrushing of limestone, so-called superelevated ribs are successfully employed. Every third or fourth rib has a greater height than the normal liner ribbing. Formation of lamellar or needleshaped pieces in the crushed materials is hereby prevented. Fig. 3.4. shows such a profile of a crusher jaw liner.

Der Abnutzung unterliegt am meisten der untere Teil der Platte der stationären Backe; dann folgt der untere Teil der Platte der beweglichen Backe. Die Panzerplatten sind konstruktiv so ausgebildet, daß es

The greatest wear shows at the lower part of the fixed jaw plate; next the lower part of the swing jaw plate. The constructional design of the jaw liners makes it possible to turn over a worn jaw liner 180° ,

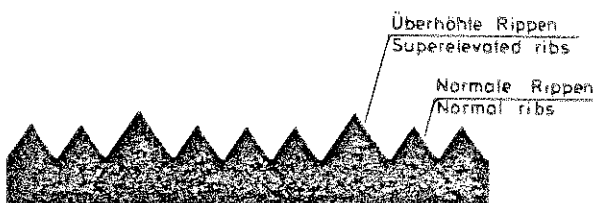


Fig. 3.4. Panzerplatte mit überhöhten Rippen

Fig. 3.4. Crusher liner with superelevated ribs

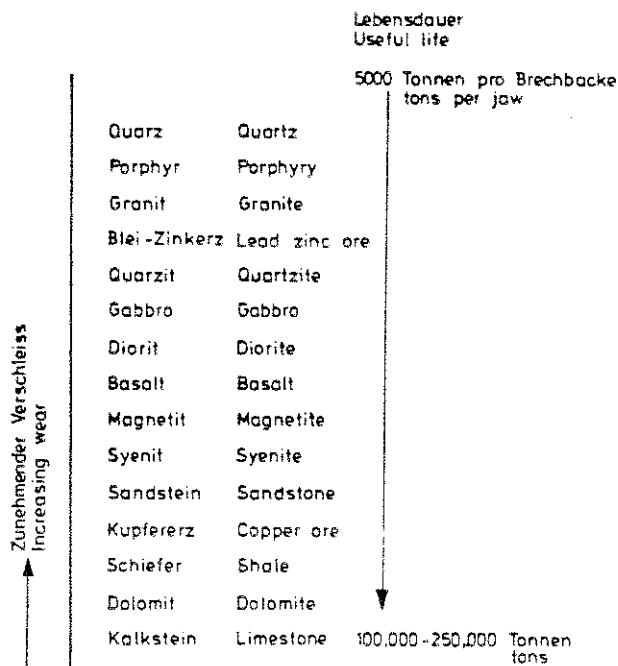


Fig. 3.5. Lebensdauer von Panzerplatten abhängig von der Härte des Brechgutes

Fig. 3.5. Useful life of crusher liners depending upon the hardness of crushed material

möglich ist, diese nach Abnutzung um 180° zu versetzen, so daß der abgenutzte Teil nach oben kommt; dadurch wird die Lebenszeit der Panzerplatte verlängert. Die Panzerplatten bestehen aus Manganhartstahl mit etwa 12–14 % Mn-Gehalt. Die Lebensdauer der Panzerplatten beträgt, abhängig von der Härte des Brechgutes, 800 bis 1000 Betriebsstunden.

Fig. 3.5. zeigt schematisch den Verschleißangriff verschiedener Brechgüter auf die Brechbacken und im Zusammenhang damit die Lebensdauer der Brechbacken; diese ist in Tonnen von verarbeitetem Material angegeben [31].

Der spezifische Brechplattenverschleiß beträgt 5 bis 30 g pro Tonne Brechgut. Bond [32] nennt Verschleißzahlen von 20–45 g/t Brechgut.

Nach sowjetischen Angaben beträgt der Verschleiß der aus Manganstahl hergestellten Brechplatten zwischen 13 und 39 % der beim Brechen entstehenden Betriebskosten [33].

Die Wangenplatten (auch Keilplatten genannt) bilden die seitliche Begrenzung des Brechraumes; sie bestehen aus demselben Material wie die Backenplatten, weisen jedoch einen geringeren Verschleiß auf. Die oben angegebene Verschleißzahl beinhaltet auch den Verschleiß der Keilplatten.

Die Rippen der Panzerplatten stellen etwa 18–25 % des Gewichtes der Panzerplatten dar, so daß bei deren Auswechslung etwa 75–82 % wertvoller Manganstahl verloren geht. Deshalb wurden in letzter Zeit Brechplatten entwickelt, bei denen die Rippen 50 % des Plattengewichtes ausmachen.

Eine andere Ausführungsart ist die gewölbte Form der Brechplatten, wie in Fig. 3.6. dargestellt.

so that the worn side comes upwards; this makes it possible to extend the lifetime of the jaw liners. The liners consist of austenitic manganese steel with an Mn-content of 12–14 %. The lifetime of the liners amounts to 800–1000 working hours, depending upon the hardness of the crushed material.

Fig. 3.5. shows schematically the abrasability of various crushed materials upon the jaw liners and in connection with this the lifetime of the jaw liners expressed in tons of crushed material [31].

The specific wear rate of the jaw liners is in the range of 5–30 grams per ton of crushed material. Bond [32] quotes wear rates of 20–45 grams per ton of crushed material.

According to Soviet sources the wear of manganese steel crusher liners amounts between 13 and 39 % of the operational crushing costs [33].

The cheek plates (also called wedge plates) form the side boundary of the crushing space; they consist of the same material as the jaw liners but show a considerably lower wear. The wear rate quoted above also includes the wear of the cheek plates.

The ribs of the liners represent 18–25 % of the liner's total weight; thus 75–82 % of precious manganese steel is lost when exchanging worn out plates. Therefore, recently liners were developed in which the ribs represent 50 % of the liner's weight.

Another form of construction is the curved shape of the jaw plates as shown below in Fig. 3.6.

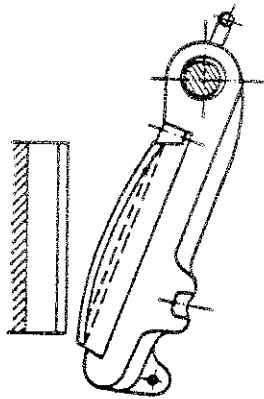


Fig. 3.6. Gewölbte Brechplatte

Fig. 3.6. Curved shape of jaw plate

Es können sowohl eine als auch beide Brechbacken mit gewölbten Panzerplatten ausgelegt sein. Gewölbte Panzerplatten verlängern die Auslaßöffnung des Brechers; diese Öffnung ist hier länger als bei Brechern mit ebenen Panzerplatten. Dies bewirkt einen gleichmäßigeren Verschleiß der Panzerplatten und liefert ein gleichförmigeres Endkorn des Brechgutes, weil dieses einen verlängerten Auslaßspalt passieren muß. Der Wölbungsradius dieser Panzerplatten beträgt etwa 1500–2000 mm, abhängig von der Größe des Brechers.

Fig. 3.7. zeigt einen Backenbrecher [34] mit Brechplatten, die eine modifizierte konvexkonkave Wölbung aufweisen; dadurch erreicht man eine Vergrößerung des Brechraumes und somit eine Vergrößerung der Durchsatzleistung, die durch nur konvex gewölbte Brechplatten etwas negativ beeinflußt wird.

Fig. 3.8. zeigt verschiedene Brechbackenausbildungen und im Zusammenhang damit das Aufnahmevermögen des Brechraumes in bezug auf die Größe des Brechgutes.

Either one or both jaws can be equipped with curved liners. Curved liners extend the discharge opening of the crusher, i.e. the discharge opening here is longer than that of crushers with plane liners. This causes a more even wear of the liners and gives a more uniform size of crushed material, since it has to pass an extended discharge opening. The curvature radius of these liners amounts to 1500–2000 mm, depending upon the size of the crusher.

Fig. 3.7. shows a jaw crusher [34] with liners having a modified convex-concave curvature; this means an increase in crushing space and thus an increase in the crusher's throughput. The throughput is slightly impaired when applying only convex curved liners.

Fig. 3.8. shows various modifications of crusher jaws and also the intake capacity of the crushing space with reference to the size of the crusher feed.

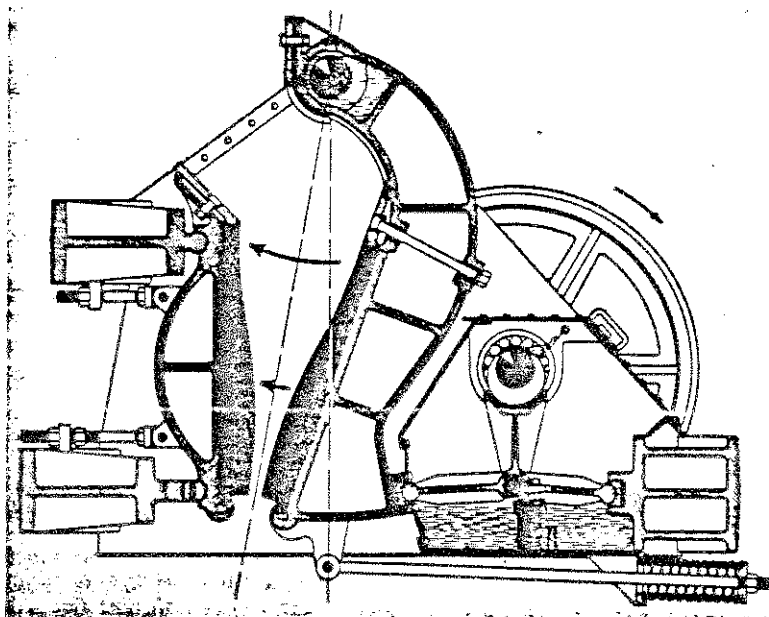


Fig. 3.7. Backenbrecher mit konvex-konkaver Brechplattenform

Fig. 3.7. Jaw crusher with convex-concave shaped crusher plates

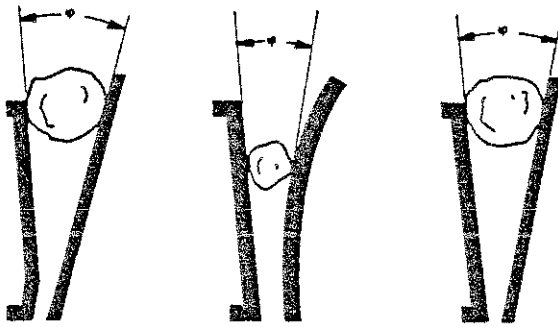


Fig. 3.8. Verschiedene Ausbildungsformen von Brechbacken

Fig. 3.8. Various modifications of crusher jaws

Der Winkel, den die Brechbacken einschließen, ist verhältnismäßig klein; er beträgt $15-20^\circ$. Dieser Winkel bestimmt den Zerkleinerungsgrad des Backenbrechers; je kleiner dieser Winkel, desto kleiner der Zerkleinerungsgrad. Ein Brechbackenwinkel von $15-20^\circ$ bedingt einen Zerkleinerungsgrad von 4 bis 6.

The angle enclosed by the crusher jaws is relatively small and amounts to $15-20^\circ$. This angle determines the ratio of reduction of the jaw crusher. The smaller this angle, the lower the reduction ratio. A jaw angle of $15-20^\circ$ results in a reduction ratio of 4 to 6.

Verschiedene Backenbrecher mit unterschiedlichen Konstruktionsmerkmalen wurden entwickelt; davon haben sich jedoch im allgemeinen nur zwei Typen behauptet, und zwar der Doppelkniehebelbrecher, auch Blake-Brecher genannt, der in Fig. 3.9. dargestellt ist, und der Einschwingenbrecher, abgebildet in Fig. 3.10. [35].

Various jaw crushers with different design features have been developed; of them generally two types remained master of the field, namely the double-toggle jaw crusher (also called Blake-crusher), which is shown in Fig. 3.9. and the single-toggle jaw crusher shown in Fig. 3.10. [35].

Beim Doppelkniehebel-Backenbrecher geht die bewegliche Brechbacke hin und her. Das Aufgabegut wird also zerquetscht; es wird großer Druck ausgeübt, und zwar sowohl auf das Aufgabegut als auch auf die Brechbacken. Dieser Brecher dient hauptsächlich zur Zerkleinerung harter bis sehr harter Materialien mit großen Ausmaßen des Aufgabegutes.

In the double-toggle jaw crusher the movement of the swing jaw is oscillating; thus the crusher feed is being squashed. High compression is applied not only to the crushed material but also to the crusher jaws. This crusher serves for size reduction of hard and very hard material in the form of large size rocks.

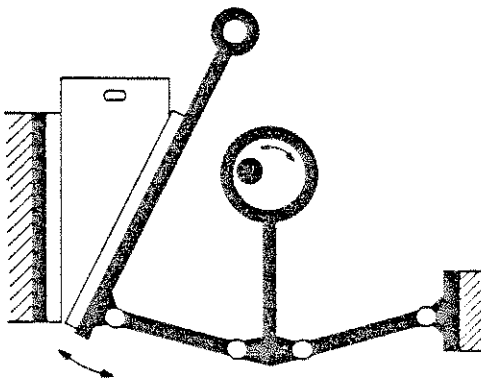


Fig. 3.9. Schematische Darstellung des Doppelkniehebelbrechers

Fig. 3.9. Schematic of the double-toggle jaw crusher

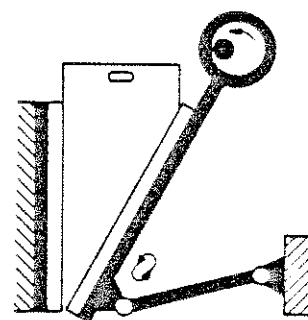


Fig. 3.10. Schematische Darstellung des Einschwingenbrechers

Fig. 3.10. Schematic of the single-toggle jaw crusher

Beim Einschwingenbrecher (Fig. 3.10.) ist die Art der Bewegung der schwingenden Brechbacke eine andere als beim Doppelkniehebel-Brecher. Die Brechbacke geht hier nicht nur hin und her, sondern auch auf und ab. Die Zerkleinerung ist charakterisiert

In the single-toggle crusher (Fig. 3.10.) the motion of the swing jaw is different from that of the double toggle crusher. Here the swing jaw moves not only backwards and forwards but also up and down. The size reduction is characterized by attrition and

durch ein reibendes Zerquetschen. Es treten also Druck und Reibung gleichzeitig auf. Dieser Brecher dient zur Zerkleinerung mittelharten Materials mit kleineren Abmessungen des Aufgabegutes.

Umdrehungszahl

Die Umdrehungszahl bestimmt neben der Größe des Backenbrechers dessen Durchsatzleistung. Die Umdrehungszahl soll jedoch nicht zu hoch sein, da praktische Erfahrung gezeigt hat, daß die Erhöhung der Umdrehungszahl über eine gewisse Grenze hinaus keine Vergrößerung der Durchsatzleistung bewirkt. Die Hin- und Herbewegung der beweglichen Backe muß so bemessen sein, um dem gebrochenen Material genügend Zeit zu geben die Auslaßöffnung des Brechers verlassen zu können. Die ermittelte Formel für die Umdrehungszahl des Backenbrechers ist

$$n = 665 \sqrt{\frac{\lg \alpha}{s}}$$

In der Formel bedeuten:

Umdrehungszahl/min

Winkel der Brechbacken, Grad

Weglänge der beweglichen Backe in cm

=

n

=

 α

=

s

Notation:

Number of revolutions/min

Angle of the crusher jaws, degree

Way length of swing jaw, centimeter

Beispiel: Die Maulweite eines Brechers ist 900 x 1200 mm, Brechbackenwinkel 22°, Weglänge der beweglichen Backe 3 cm; dann ist

Example: The feed opening of a jaw crusher is 900 x 1200 mm, jaw crusher angle is 22°, way length of swing jaw is 3 centimeter; then

$$n = 665 \sqrt{\frac{\lg 22^\circ}{3}} = 240 \frac{\text{Upm}}{\text{rpm}}$$

Unter Berücksichtigung der zwischen Brechgut und Brechbacken auftretenden Reibung empfiehlt der Hersteller eine obere Grenze von 170 Upm [36].

However, regarding the friction between the crusher feed and the crusher jaws, the manufacturer recommends an upper limit of 170 rpm [36].

Dieselbe Formel, die mehr den praktischen Werten entspricht ist etwas abgeändert worden und lautet

The same formula conforming to more practical values has been modified and reads

$$n_{\text{pract}} = 600 \sqrt{\frac{\lg \alpha}{s}}$$

Unter der vereinfachenden Annahme, daß $\alpha = 20^\circ$ beträgt, was bei den meisten Backenbrechern der Fall ist, lautet die Formel für die Umdrehungszahl

Assuming that $\alpha = 20^\circ$, which generally applies to jaw crushers, the formula for the speed of rotation is

$$n = \frac{360}{\sqrt{s}}$$

Überlastsicherung

Gelangen Fremdkörper wie z. B. Eisenteile, Baggerzähne usw. in das Brechgut, so könnten diese wegen ihrer Härte einen Bruch verschiedener Teile des Backenbrechers verursachen. Um dies zu verhindern, sind die Kniehebelplatten als Sicherungen ausgebildet, die bei Überlastung des Brechers durch unbrech-

Overload safety device

If unbreakable objects such as tramp iron, digger teeth, etc., enter the crusher, they can cause considerable damage to the crushing elements. To prevent this, toggle plates which shatter, when tramp iron causes an overload were developed as safety devices for protecting the crusher from serious damage. Two

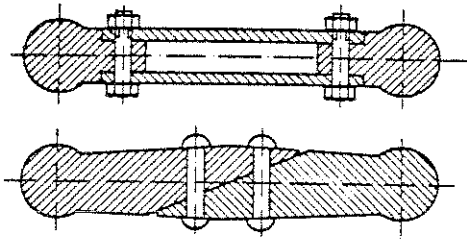


Fig. 3.11. Kniehebelbrechplatten mit Sollbruchstellen

Fig. 3.11. Safety toggle plates with predetermined cracking lines

bare Fremdkörper zerbrechen und so den Brecher selbst vor Bruchschaden schützen. Zwei verschiedene Ausführungsformen von Kniehebelbrechplatten mit Sollbruchstellen sind in Fig. 3.11. abgebildet.

Nach erfolgtem Bruch müssen die Kniehebelplatten ausgewechselt werden, was einen längeren Produktionsausfall zur Folge hat. Um dies zu vermeiden, wurde eine hydraulische Überlastsicherung entwickelt, durch die unbrechbare Fremdkörper ohne Betriebsunterbrechung automatisch aus dem Brechraum entfernt werden. Fig. 3.12. zeigt ein Funktionschema der hydraulischen Überlastsicherung [37].

different modifications of safety toggle plates with predetermined cracking lines are shown in Fig. 3.11.

After cracking, the toggle plates have to be replaced; this usually results in an extended interruption of production time. To avoid this, a hydraulic overload safety device has been developed; because of it, uncrushable objects can automatically be removed from the crushing space without any interruption of operation. Fig. 3.12. shows the functional operating scheme of the hydraulic safety overload device [37].

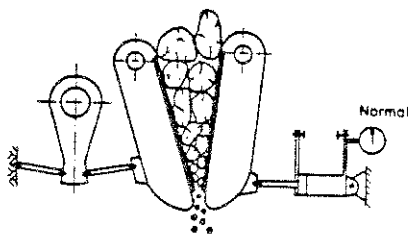


Fig. 3.12. Hydraulische Überlastsicherung

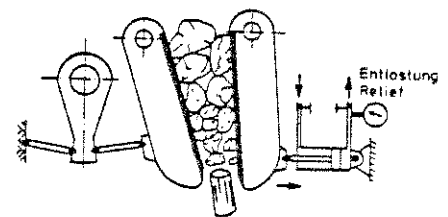
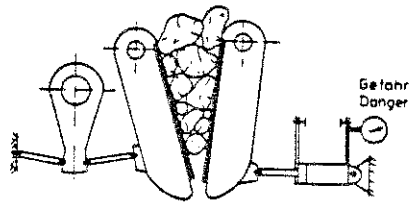


Fig. 3.12. Hydraulic safety overload device

Bei dieser Konstruktion ist die stationäre Brechbacke als Ausweichschwinge ausgebildet, die um eine Achse im oberen Teil schwenkbar ist. Das untere Ende ist auf drei hydraulische Zylinder abgestützt, deren Kolben bei geschlossener Schwinge in der vorderen Endstellung stehen. Gerät ein unbrechbarer Körper zwischen die Brechbacken, so löst der entstehende Überdruck im Hydrauliksystem den Ausweichvorgang aus. Der Fremdkörper fällt aus dem Brechraum ins Freie. Anschließend bewegt der Hydraulikzylinder die Schwinge wieder in die vordere Arbeitsstellung zurück. Die Aufgabe des Brechgutes wird während dieses Vorganges automatisch unterbrochen, während der Brecherantrieb weiter läuft. Der Investitions-Mehraufwand für die hydraulische Überlastsicherung beträgt etwa 25 % des Brecherpreises.

With this construction the stationary crushing jaw is designed as a swing jaw, capable of giving way and having its fulcrum at the upper end. The lower end is supported on three hydraulic cylinders the pistons of which are in the front end position when the swing jaw is closed. In case an uncrushable object enters the space between the crushing jaws, the resulting overpressure in the hydraulic system opens the jaw and the foreign matter falls out of the crushing space. Subsequently, the hydraulic cylinders move the swing jaw back to the normal operating position. During this procedure the feeding of the material to be crushed is automatically interrupted, whereas the crusher drive runs continuously. The increase in investment cost for the hydraulic protection device is approximately 25 % of the crusher price.

Leistungsfähigkeit

Taggart entwickelte eine praktische Formel zur Bestimmung der Leistungsfähigkeit von Backenbrechern; diese lautet:

Capacity

A practical formula for the determination of the capacity of jaw crushers was developed by Taggart; it reads:

$$Q = 0.093 \cdot b \cdot d$$

3.5. Backenbrecher

In der Formel bedeuten:

Leistungsfähigkeit des Brechers in t/h
 Backenbreite in cm
 Durchmesser des gebrochenen Gutes in cm

= Q =
 = b =
 = d =

3.6. Jaw crusher

Notation:

Crusher capacity, t/h
 Width of jaw, centimeter
 Size of crushed material, centimeter

Diese Formel entspricht im allgemeinen den praktischen Ergebnissen für Brecher mittlerer Größe. Bei großen Brechern ergibt diese Formel niedrigere Leistungswerte.

This formula generally complies with practical results achieved with medium size crushers. For large size crushers this formula yields lower capacity figures.

Lewenson entwickelte folgende Formel für die Ermittlung der Leistungsfähigkeit von Backenbrechern

Lewenson developed the following formula for the capacity determination of jaw crushers

$$Q = 150 \cdot n \cdot b \cdot s \cdot d \cdot \mu \cdot \gamma$$

In der Formel bedeuten:

Leistungsfähigkeit des Brechers in t/h
 Umdrehungen der Antriebswelle pro Minute
 Breite der beweglichen Backe in m
 Schwingungswerte der beweglichen Backe in m
 Mittlere Ausmaße des gebrochenen Gutes in m

= Q =
 = n =
 = b =
 = s =
 = d =

Notation:

Crusher capacity, t/h
 rpm of the drive shaft
 Width of the swing jaw, meter
 Amplitude of the swing jaw, meter
 Mean size of the crushed material, meter

Füllungsgrad des gebrochenen Gutes, abhängig von dessen physikalischen Eigenschaften, etwa 0.25 bis 0.50

Loading factor of the crushed material, depending upon its physical properties, about 0.25 to 0.50

Spezifisches Gewicht des Brechgutes in t/m³

= μ =
 = γ =

Spec.gr. of crusher feed, tons/cu.meter

Beispiel 3.1.

Es ist die Leistungsfähigkeit eines Backenbrechers zu berechnen, wobei folgende Angaben zur Verfügung stehen: Umdrehungen der Hauptwelle 170, Breite der beweglichen Brechbacke 1.2 m, Amplitude der beweglichen Brechbacke 45 mm = 0.045 m, mittlere Ausmaße des gebrochenen Gutes 0.17 m; spezifisches Gewicht des Brechgutes ist 2.7 t/m³.

Example 3.1.

Calculate the capacity of a jaw crusher; the available data are: rpm of the main drive shaft is 170, width of swing jaw is 1.2 meter; amplitude of swing jaw is 45 mm = 0.045 meter. Mean size of the crushed material is 0.17 meter; spec. gravity of crusher feed is 2.7 tons/cu.meter.

Lösung:

a) Nach der Formel von Lewenson

Solution:

a) According to Lewenson's formula

$$Q = 150 \cdot 170 \cdot 1.2 \cdot 0.045 \cdot 0.17 \cdot 0.3 \cdot 2.7 = 190 \text{ t/h}$$

b) Nach der Formel von Taggart

b) According to Taggart's formula

$$Q = 0.093 \cdot 120 \cdot 17 = 190 \text{ t/h}$$

Demnach ergeben die Formeln beider Autoren, obwohl über verschiedene Wege, die gleiche errechnete Leistungsfähigkeit des Backenbrechers.

Thus, although through different methods, both formulas give as a result the same capacity figure for the jaw crusher

Prescott hat eine Faustformel entwickelt, wonach die Leistungsfähigkeit eines Backenbrechers etwa 0.1 t/h pro Quadrat Zoll (6.45 cm²) des Brechmaul-Einlaßquerschnittes beträgt.

Prescott developed a rule of thumb according to which the capacity of a jaw crusher amounts to about 0.1 t/h per square inch of the jaw crusher's feed opening.

Eine von Giesking entwickelte Leistungsformel, gültig sowohl für Backenbrecher als auch für Grobkreiselsbrecher, lautet:

Giesking developed a capacity formula which is applicable to both jaw and gyratory crushers; the formula reads:

$$Q = c \cdot \gamma \cdot B \cdot S \cdot e \cdot n \cdot b \cdot \eta \text{ t/h}$$

In der Formel bedeuten:

Durchsatz in Tonnen pro Stunde

= Q =

Notation:

Crusher capacity, t/h (metric)

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials

Faktor abhängig vom Feinanteil im Aufgabegut und von der Oberfläche der Brechbacken; siehe nachstehende Tabelle

Factor dependent upon the presence of fines in the feed and the surface character of the jaw plates; see the following table

Ebene Backen Smooth jaw plates	Verzahnte Backen Corrugated jaw plates
Natürliches Haufwerk = $1.4 \cdot 10^{-4}$ Vorabgesiebttes Haufwerk = $1.25 \cdot 10^{-4}$ Grobstücke = $1.00 \cdot 10^{-4}$	$1.00 \cdot 10^{-4}$ = Rocks with normal fines $8.5 \cdot 10^{-5}$ = Fines scalped out $7.0 \cdot 10^{-5}$ = Large pieces of rocks only

Schüttgewicht in kg/dm^3 (gebrochenes Gut)	= γ	= Bulk density; $\text{kg}/\text{cu. decimeter}$; crushed prod.
Brechspaltlänge beim Backenbrecher	} cm	= Length of discharge opening (jaw crush.)
Brechspaltumfang beim Kreiselbrecher		
Spaltweite in cm	= S	= Crusher discharge slot, centimeter
Schwingungsweite oder Hub in cm	= e	= Length of jaw amplitude, centimeter
Schwingungs- oder Hubzahl pro Minute	= n	= Number of strokes per minute
Korrekturfaktor für den Brechbackenwinkel; $26^\circ = 1$; pro Grad Winkelverkleinerung, Zunahme des Faktors um 3 %.	= b	= Correction factor for crusher jaw angle; $26^\circ = 1$; factor increases by 3 % per degree of angle decrease.
Verhältnis zwischen theoretischem und praktischem Durchsatz, etwa 0.8–0.9.	= η	= Ratio between theoretical and practical crusher capacity, approx. 0.8–0.9.

Beispiel: 3.2.

Berechne die Leistungsfähigkeit eines Backenbrechers mit einer Maulweite von 1200×900 mm, einer Schwingungszahl von 180 pro Min., einer Schwingungsweite $e = 40$ mm und einer Auslaßspaltweite von $S = 20$ cm. Die Brechplatten sind eben; der Brechbackenwinkel beträgt 19° ($b = 1.21$). Gebrochen wird nicht vorgeseibter Kalkstein (Grobstücke), mit $\gamma = 1.7$; η wird mit 0.8 angenommen.

Lösung:

$$Q = 0.0001 \cdot 1.7 \cdot 120 \cdot 20 \cdot 4 \cdot 180 \cdot 1.21 \cdot 0.8 = 280 \text{ t/h (metric).}$$

Werden in dieser Formel U.S.-Maßeinheiten eingesetzt, dann hat der c-Faktor folgende Werte [38].

Example: 3.2.

Calculate the capacity of a jaw crusher having a feed opening of 1200×900 millimeter, a stroke number of 180 per minute; the length of the jaw amplitude $e = 4$ centimeter, and the width of the discharge slot $S = 20$ centimeter. The jaw plates are smooth; the crusher jaw angle is 19° ($b = 1.21$). Crusher feed is limestone, not prescreened (large rocks only), with a bulk density $\gamma = 1.7$. It is assumed that $\eta = 0.8$.

Solution:

The same formula can be calculated in U.S. engineering units; then the c-factor has the following values [38].

Ebene Backen Smooth jaw plates	Verzahnte Backen Corrugated jaw plates
Natürliches Haufwerk 0.0000414	0.0000305 Rocks with normal fines
Vorabgesiebttes Haufwerk 0.0000364	0.0000254 Fines scalped out
Grobstücke 0.0000312	0.0000207 Large pieces of rocks only

Beispiel 3.3.

Bestimme die Leistung eines Backenbrechers; gegeben sind folgende Daten: Brechmaulweite 47×36 Zoll, Hubzahl 180/min, Schwingungsweite $e = 1.5$ Zoll, Spaltweite 8 Zoll, Schüttgewicht des gebrochenen Gutes 100 Pfund pro Kubik-Fuß; alle anderen Werte sind die gleichen wie im obigen Beispiel.

Example 3.3.

Calculate the capacity of a jaw crusher, given the following data: feed opening of crusher 47×36 inches, number of strokes 180 per minute, length of jaw amplitude $e = 1.5$ inches, width of discharge slot is 8 inches; bulk density of crusher product is 100 lb per cubic foot; all other conditions are the same as in the foregoing example.

3.6. Backenbrecher

3.6. Jaw crusher

Lösung:

Solution:

$$Q = 0.0000312 \cdot 100 \cdot 47 \cdot 8 \cdot 1.5 \cdot 180 \cdot 1.21 \cdot 0.8 = 305 \text{ t/h (short tons)} \quad 305 \cdot 0.907 = 280 \text{ t/h (metrisch)} \\ \text{(metric tons)}$$

Antriebsenergie

Die Antriebsenergie von Backenbrechern wird wie folgt berechnet:

Nach der Formel von Viard

Drive power

The drive power of jaw crushers is calculated as follows:

According to Viard's formula

$$N = 0.0155 \cdot b \cdot D$$

In der Formel bedeuten

Motorstärke des Backenbrechers in PS

Breite der beweglichen Brechbacke in cm

Max. Größe des Aufgabegutes in cm

Gemäß der Formel von Lewenson

Notation

= N = Jaw crusher's motor size, HP

= b = Width of swing jaw, centimeter

= D = Maximum dimensions of crusher feed, cm

According to Lewenson's formula

$$N = \frac{n \cdot b \cdot (D^2 - d^2)}{0.34}$$

In der Formel bedeuten

Motorstärke des Backenbrechers in PS

Umdrehungen der Antriebswelle pro Minute

Breite der beweglichen Brechbacke in m

Mittlere Größe des Aufgabegutes in m

Mittlere Größe des gebrochenen Gutes, m

Notation

= N = Motor size of jaw crusher, HP

= n = rpm of the main drive shaft

= b = Width of swing jaw, meter

= D = Mean dimensions of crusher feed, meter

= d = Mean dimensions of crushed material, meter

Beispiel 3.4.

Es ist die Motorstärke eines Backenbrechers zu berechnen; die hierzu notwendigen Angaben sind: Breite des Brechbackens 1.2 m, Umdrehungen der Antriebswelle 170 U/min. Größe des Aufgabegutes 0.50 m, max. 0.65 m, Größe des gebrochenen Gutes 0.17 m

Lösung

Gemäß der Formel von Lewenson

Example 3.4.

Calculate the motor size of a jaw crusher; the required data are: Width of crusher jaw 1.2 meter, revolutions of the main shaft are 170 rpm. Dimensions of crusher feed are 0.50 to max. 0.65 m; dimensions of crushed material 0.17 m

Solution

According to Lewenson's formula

$$N = \frac{170 \cdot 1.2 \cdot (0.5^2 - 0.17^2)}{0.34} = 132 \quad \begin{matrix} \text{PS} \\ \text{HP} \end{matrix}$$

Nach der Formel von Viard

According to Viard's formula

$$N = 0.0155 \cdot 120 \cdot 65 = 121 \quad \begin{matrix} \text{PS} \\ \text{HP} \end{matrix}$$

Zur Sicherheit wählt man einen um 10–15 % stärkeren Motor, um etwaige Unregelmäßigkeiten in der Menge des zugeführten Aufgabegutes zu überwinden. Der praktische Energieverbrauchsindex zum Brechen mittelharten Kalksteins beträgt 0.3–0.6 kWh/m³ Brechgut [39].

Praktische Energieverbrauchswerte für die Zerkleinerung von 1 m³ Brechgut in Backenbrechern verschiedener Größen sind:

For safety reasons a 10–15 % stronger motor has to be selected to overcome contingent irregularities in the supply of crusher feed. The practical index for power consumption for crushing medium hard limestone amounts from 0.3–0.6 kWh/cumeter of crusher feed [39].

Practical figures for energy consumption for size reduction of 1 cubic meter in jaw crushers of different sizes are:

in kleinen Brechern	1.10 – 2.20 kWh	in small crushers
in mittleren Brechern	0.75 – 1.10 kWh	in medium size crushers
in großen Brechern	0.35 – 0.75 kWh	in large crushers

Die folgende Tabelle enthält Angaben über amerikanische Backenbrecher [40]. Die Angaben sind in Zoll, Pfund und Tonnen je 907 kg (short tons).

The following table contains information concerning jaw crushers of United States origin [40].

Brechmaulweite Zoll	Transport-Gewicht des Brechers (Pfund)	Upm der Antriebswelle	Annähernde Durchsatzleistung pro Stunde und den unten an- geführten Auslaßöffnungen in Tonnen a 907 kg. Schüttgewicht des gebrochenen Materials beträgt 1600 kg pro m ³ .													Größe des Antriebs- rades (Zoll)	Größe des Schwung- rades (Zoll)	Max. erforderliche Antriebskraft PS	Brechmaulweite Zoll
			Die Auslaßöffnung des Brechers im geschlossenen Zustand be- trägt — Zoll																
Size Feed Opening (Inches)	Approx. Shipping Weight (Pounds)	Max. R.P.M. Driving Pulley	Approximate capacity per hour when discharge opening is set to the sizes shown below — in tons of 2,000 Lbs. — Materials weighing 100 Lbs. per cu. ft. when crushed													Size Sheave (Inches)	Size Flywheel (Inches)	Max. H.P. Required	Size Feed Opening (Inches)
			Discharge opening — closed — inches																
			2	2½	3	3½	4	4½	5	6	7	8	9	10	11				
36 × 42	124.200	200		160	184	206	228	256	286	345	400					78 × 15	78 × 15	125	36 × 42
36 × 48	142.200	180			208	240	270	300	330	390	450					78 × 15	78 × 15	125	36 × 48
42 × 48	197.200	170				258	290	320	350	410	475	535				96 × 18	96 × 18	150	42 × 48
48 × 60	305.000	140					352	385	428	500	618	686				108 × 21	108 × 21	200	48 × 60
56 × 72	470.500	120						430	490	575	680	820	810			120 × 24	120 × 24	250	56 × 72
54 × 84	505.000	110						550	610	710	790	890	1000	1110	1220	144 × 30	144 × 30	300	54 × 84
60 × 84	550.000	110						550	610	710	790	890	1000	1110	1220	144 × 30	144 × 30	300	60 × 84

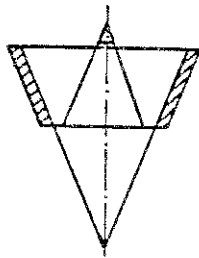
Die folgende Tabelle enthält Angaben über Backenbrecher sowjetischer Herkunft (Ural-Maschinenfabrik UZTM) [41].

The following table contains data about crushers manufactured in the Soviet Union (Ural Machinery Plant UZTM) [41].

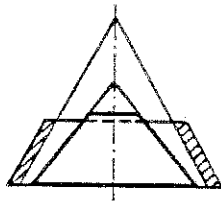
Ausmaß und Größe Size and dimensions	Äußere Abmessungen des Brechers in mm Setting dimensions, mm		
	1200 x 900	1500 x 1200	2500 x 2100
Brechmaulweite in mm Size of feed opening, mm	1200 x 900	1500 x 1200	2500 x 2100
Maximale Aufgabegröße in mm Maximum feed size, mm	650	800 — 850	1000
Durchmesser des Schwungrades in mm Flywheel diameter, mm	2100	3000	3200
Breite des Schwungrades in mm Width of flywheel, mm	544	720	1020
Antriebswelle, Umdrehungen/Minute Driving shaft, rpm	170	135	100
Antriebsmotor, PS Drive motor, HP	150	235	360
Weite der Auslaßöffnung in mm Width of discharge opening, mm	150 — 200	200 — 250	250 — 300
Durchsatzleistung in t/h Throughput capacity, t/h	175 — 200	255 — 350	400 — 500
Gewicht des Brechers in t Weight of crusher, tons (metric)	68	120	210
Äußere Dimensionen des Brechers Dimensions of crushers			
Breite, mm Width, mm	3764	4450	5730
Höhe, mm Height, mm	2260	3840	4300
Länge, mm Length, mm	4480	5580	6810

3.7. Kegelbrecher

Kegelbrecher, auch Kreisel- oder Rundbrecher genannt, zerkleinern das Brechgut zwischen einem stationären kegelförmigen Brechring und einem Brechkegel, der eine Kreisbewegung um eine am unteren Ende exzentrisch gelagerte stehende Welle ausführt. Die Zerkleinerung erfolgt hier hauptsächlich durch Druck und teilweise auch durch Biegebeanspruchung aber im allgemeinen so wie im Backenbrecher. Diese Brecher werden in zwei Ausführungsarten hergestellt und zwar als



Rundbrecher, auch Gates-Brecher genannt (siehe Fig. 3.13.), bei dem der Brechkegel und der kegelförmige Brechring zueinander entgegengesetzt angeordnet sind und als



Kegelbrecher, die auch unter dem Namen Symons-Brecher oder Flachkegel-Brecher bekannt sind (siehe Fig. 3.14); bei diesem Brecher sind Brechkegel und kegelförmiger Brechring gleichförmig zueinander angeordnet.

3.7. Cone Crushers

Gyratory crushers (known also as cone crushers), crush the material between the cone shaped stationary crushing ring and a crushing cone; the cone performs a gyratory motion about a vertical shaft, the lower end of which is positioned in an eccentric. The size reduction is performed mainly by compression and partially also by flexural stress, but generally in the same way as in the jaw crusher. These crushers are manufactured in two types:

Fig. 3.13. Querschnitt eines Rundbrechers (Gates-Brecher)

Fig. 3.13. Cross section of a gyratory crusher (Gates-crusher)

Gyratory crushers, called also Gates-crusher (Fig. 3.13.), in which the positions of the crushing cone and the conical crushing ring oppose each other, and

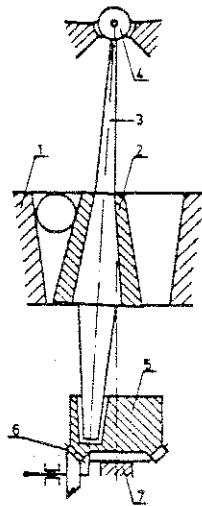
Fig. 3.14. Querschnitt eines Flachkegel-Brechers (Symons-Brecher)

Fig. 3.14. Cross section of a cone crusher (Symons-crusher)

Cone or Symons-crusher (see Fig. 3.14.), in which the position of the crushing cone and the conical crushing ring are adjacent to each other.

3.8. Rundbrecher*

Das Bauschema sowie die Arbeitsweise des Rundbrechers (Gates-Brecher, Großkegel-Brecher) sind in Fig. 3.15. dargestellt. Die Hauptbestandteile dieses Brechers sind: der stabile kegelförmige Brechring (1) und der auf der Achse (3) aufgesetzte bewegliche Brechkegel (2). Die Brecherachse (3) (auch Hauptachse genannt) ist zusammen mit dem Brechkegel im oberen Teil des Brechgehäuses in einem Kugelgelenk (4) pendelnd aufgehängt; dies ist charakteristisch für die Bauweise des Rundbrechers. Durch eine — über Kegelradantrieb (6) — bewegte Exzenterbüchse (5) in der der untere Teil der Hauptachse gelagert ist, erhält der Brechkegel seine kreisförmig taumelnde Bewegung.



3.8. Gyratory crusher

The structural design and the working principle of a gyratory crusher are shown in Fig. 3.15. The main parts of this crusher are: The stationary conical crushing ring (1), the mobile crushing cone (2) mounted on the main crusher shaft (3). The main shaft with the crushing cone is oscillating suspended from a ball and socket joint located in the upper crusher housing (spider). This is the characteristic design feature of the gyratory crusher. A bevel wheel (6) driven eccentric (5) in which the lower part of the main shaft is located, causes the crushing cone to perform its gyratory motion.

Fig. 3.15. Hauptelemente eines Rundbrechers (Gates-Brecher)

Fig. 3.15. Main parts of a gyratory crusher (Gates-crusher)

Der Winkel zwischen der Lotrechten und der Brecherachse beträgt hierbei etwa $2-3^\circ$. Der auf der Achse befestigte Brechkegel nähert und entfernt sich auf diese Weise periodisch dem stationären kegelförmigen Brechring; dadurch wird auf das zwischen den beiden Kegeln befindliche Brechgut Druck ausgeübt, wodurch die Zerkleinerung herbeigeführt wird. Es sei hier bemerkt, daß die Brecherachse nicht um ihre eigene Achse rotiert. Die Brechwirkung der beiden Kegel im Rundbrecher ist schematisch in Fig. 3.16. dargestellt.

The angle between the vertical and the crusher shaft is equal to $2-3^\circ$. In this way the shaft mounted crushing cone approaches and recedes periodically from the stationary conical crushing ring. This causes pressure on the material trapped between the two cones, thus effecting size reduction. It should be mentioned that the crusher shaft does not rotate about its own axis. The crushing action of both cones of a gyratory crusher is schematically shown in Fig. 3.16.

Umdrehungszahl:

Die Formel für die günstigste Drehzahl der Brecherachse des Rundbrechers ist ähnlich derjenigen für die Drehzahl der Welle des Backenbrechers

Number of revolutions:

The formula for the optimum number of revolutions for the main shaft of a gyratory crusher is similar to that for the rpm of the swing jaw drive of a jaw crusher and reads

$$n = 665 \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{2r}}$$

* überwiegend Kreiselbrecher genannt, obwohl dieser Brecher keine Kreiselbewegung ausführt

RAW MATERIAL

Handling



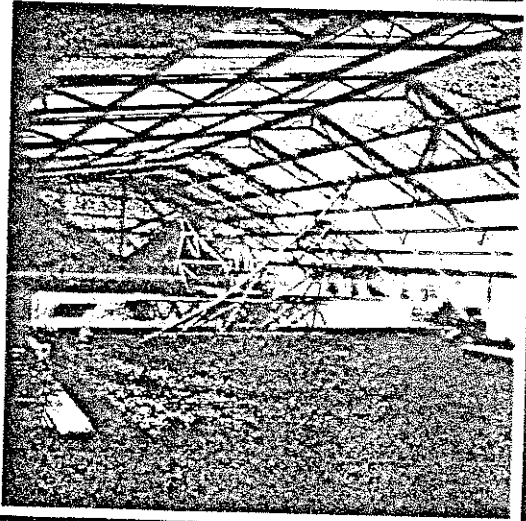
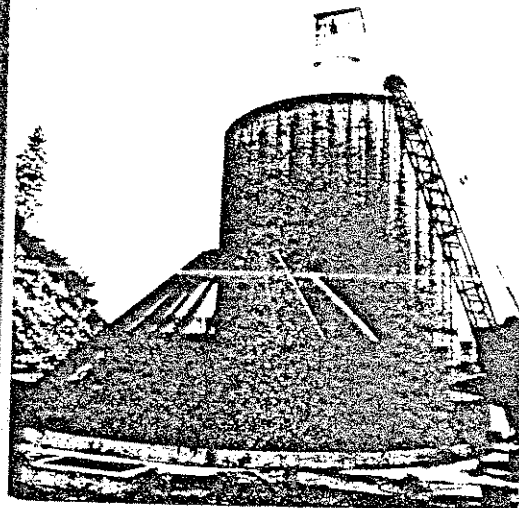
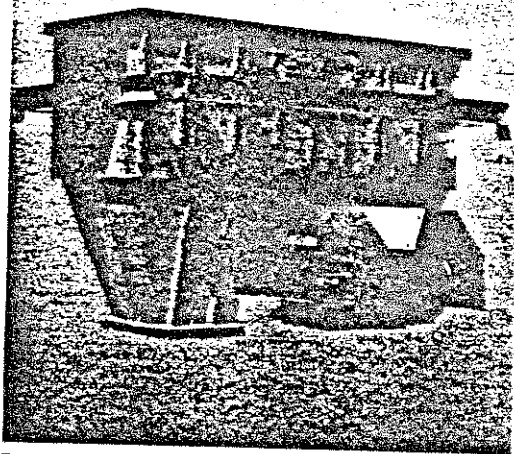
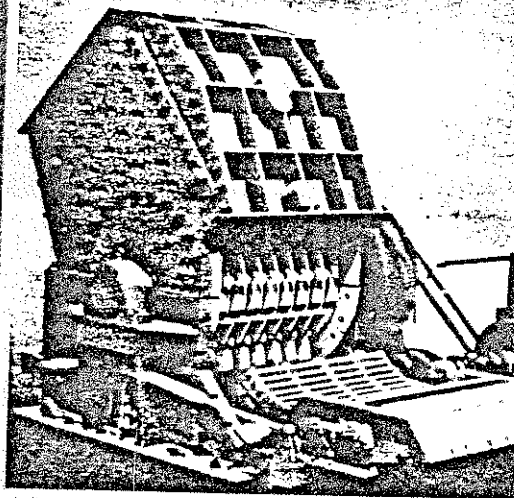
MASCHINEN- UND VERFAHRENSTECHNIK

Bernhard Blanton GmbH

Postfach 16632, Berlinerhofstraße 5

Telefon 06631/7007-0 Telex 443-107

D-6638 Dillingen



A FLEXIBLE PROGRAMME ON A SOLID BASIS
OF RELIABLE EXPERIENCE



WIR PLANEN UND BAUEN

Anlagenbau:

- Mischbetтанlagen
- Großbandanlagen
- Lager- und Umschlaganlagen
- Probennahme- und -aufbereitungen
- Misch- und Dosieranlagen
- Waggonentladung
- Rohrpostanlagen von Pfaff u. Henrich

Brecher

Großgerätebau:

- Brückenkratzer
- Seitenkratzer
- Halb- und Vollportalkratzer
- Schaufelradgeräte
- Schiffsbe- und -entlader
- Schiebebühnen

Mechanische Transportgeräte:

- Gurtförderer
- Plattenbänder
- Becherzellenbänder
- Gurt- und Kettenbecherwerke
- Förderschnecken
- Rollenbahnen
- Teilleraufgeber
- Abwurfwagen
- Siloentleerer
- Siloabzugsbänder
- Bunkerräumwagen
- Austragsrinnen

Krane:

- Drehkrane
- Containerkrane
- Verladebrücken
- Portalkrane
- Brückenkrane
- Konsolkrane
- Sonderhebezeuge
- Standardkrane

Stahl- und Behälterbau:

- Klinker- und Heißgutsilos
- Zementsilos
- Schotterilos
- Großrohrleitungen
- Stahlskelettbauten
- Rohmaterialhallen
- Klinkerhallen
- Bandbrücken
- Kranbahnen

Engineering:

- Entwicklung
- Entwürfe
- Fallstudien
- Detailplanung
- Ausführungsplanung

Montage:

- Montageüberwachung
- Industriemontage



WE ARE DESIGNING AND CONSTRUCTING

Plants:

- Mix bed plants
- Belt conveyor systems
- Bulk storage and handling plants
- Sampling and sample
- Mixing and proportioning plants
- Waggon unloading
- Pneumatic tube systems

Crusher

Heavy equipment:

- Bridge mounted scrapers
- Lateral scrapers
- Portal and semi-portal scrapers
- Bucket wheel reclaimers
- Ship loaders and unloaders
- Transfer cars

Mechanical transport:

- Belt conveyors
- Apron feeders
- Deep pan conveyors
- Belt and chain bucket elevators
- Screw conveyors
- Roller conveyors
- Table feeders
- Trippers
- Silo discharging systems
- Silo extractors
- Extracting wheels
- Vibrating chutes

Cranes:

- Swivel cranes
- Container cranes
- Transporters and goliaths
- Gantry cranes
- Overhead travelling cranes
- Wall mounted cranes
- Special hoisting equipments
- Standard cranes

Steel fabrication:

- Silos for clinker and hot material
- Cement silos
- Aggregate silos
- Gas ducts
- Steel structures
- Storage halls for raw material and clinker
- Conveyor ganties
- Crane tracks

Engineering:

- Development
- Design
- Feasibility studies
- Detail planning
- Work shop drawings

Field work:

- Supervision
- Erection of industrial equipment



NOUS ETUDIONS ET CONSTRUISONS

Installations industrielles:

- d'homogénéisation
- de bandes transporteuses
- de stockage et de transfert
- d'échantillonnage et préparation
- de mélange et de dosage
- de déchargement de wagon
- de poste pneumatique

Concasseur

Construction de matériel lourd:

- Gratteurs poutres
- Gratteurs latéraux
- Gratteurs à portiques ou semi portiques
- Roues pelles
- Charge et déchargement les navires
- Chariots de transfert

Manutentions continues

- mécaniques:
- Transporteurs à bandes
- Transporteurs à palettes
- Transporteurs à godets
- Élévateurs à courroies et chaînes
- Vis transporteuses
- Transporteurs à rouleaux
- Chariots verseurs
- Déchargeur spéciaux pour silos
- Extracteurs sous tremies
- Roues fraise d'extraction
- Extracteurs vibrants

Appareils lourds de levage:

- Grues
- Portique à conteneurs
- Portiques
- Portiques d'atelier
- Pont roulants
- Pontences murales
- Matériels spéciaux de levage
- Ponts roulants standards

Constructions de silos:

- Silo clinker et produits chauds
- Silo à ciment
- Silo à pierre (ballast)
- Constructions de halles métalliques
- Halles de stockage de matériaux bruts
- Halles de stockage de clinker
- Ossatures de transporteurs
- Chemins de roulement

Engineering:

- Réalisation
- Plans de projets
- Etudes de cas
- Projets détaillés
- Etudes d'exécution

Montage:

- Supervision de montage
- Montage industriel

STEINBRUCH
QUARRY
CARRIÈRE

BRUCH
CRUISER
CONCASSEUR

ROHMATERIALTRANSPORT
RAW MATERIAL TRANSPORT
TRANSPORT DU CRU

PROTANLAGE
PILOT STATION
ÉCHANTILLONNAGE

MISCHTANLAGE
MIXED PLANT
PRÉMISE MÉTALLURGIQUE

SPES - SCHACKEN - KLEINER
BYPEUM - SLAB - CLINKER
SUD - À 6000 - 0.01 - CLINKER

ZUSCHLAGWERKE
ADDITIVES
ADDITIONS

KLINER-UND ZUSCHLAGWERKE
CLINKER AND ADDITIVES
TRANSPORT DU CLINKER ET DES ADDS

ZEMENTVORRÄTSSILOS
CEMENT STORAGE SILOS
STOCKAGE DU CEMENT EN SILOS

SCHEMACHLAG
POUR-BENT
POURIN SUD

STRECKEN
STRETCHING
CHANGEMENT DE DIRECTION

ROHMATERIAL
RAW MATERIAL
DE FUSION PRÉPARATION

DREHSTRECKEN MIT BEHÄLTER
ROTARY STRETCHING AND CLINKER COOKING
FROM ROTARY STRETCHING

REINIGUNG
CLEANING
MONTAGE MÉTALLURGIQUE

ELECTROSTATISCHE PRÄZIPITATION
ELECTROSTATIC PRECIPITATION
ELECTROFILTRATION

REINIGUNG
CLEANING
MONTAGE MÉTALLURGIQUE

REINIGUNG
CLEANING
MONTAGE MÉTALLURGIQUE

REINIGUNG FÜR KREISLAUF
CIRCULAR REFINED PLANT FOR CEMENT
PRÉMISE MÉTALLURGIQUE POUR CHAUFFAGE

VERPACKUNG VON REAKTIVEM ZEMENT
SACK LOADING
CHARGEMENT DES SACS

ZEMENTANLAGE
CEMENT WORKING PLANT
PRODUCE CEMENT

ZEMENTTRANSPORT
CEMENT TRANSPORT
TRANSPORT CEMENT

VERLADUNG VON LOSEN ZEMENT
BUCK LOADING
STORAGE CEMENT EN VAC

PACKANLAGE
PACKING PLANT
EMBALLAGE

REINIGUNG VON REAKTIVEM ZEMENT
SACK LOADING
CHARGEMENT DES SACS

REINIGUNG
CLEANING
MONTAGE MÉTALLURGIQUE

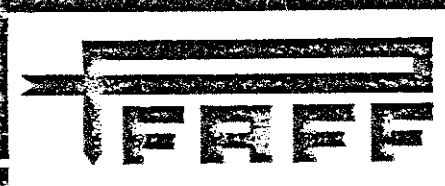
REINIGUNG
CLEANING
MONTAGE MÉTALLURGIQUE

REINIGUNG
CLEANING
MONTAGE MÉTALLURGIQUE

LEITPROGRAMM DER MVT
PRODUCT LINE OF MVT
PROGRAMME DES FOURNITURES DE MVT
ZEMENTHERSTELLUNG
CEMENT PROCESS
FABRICATION DU CIMENT

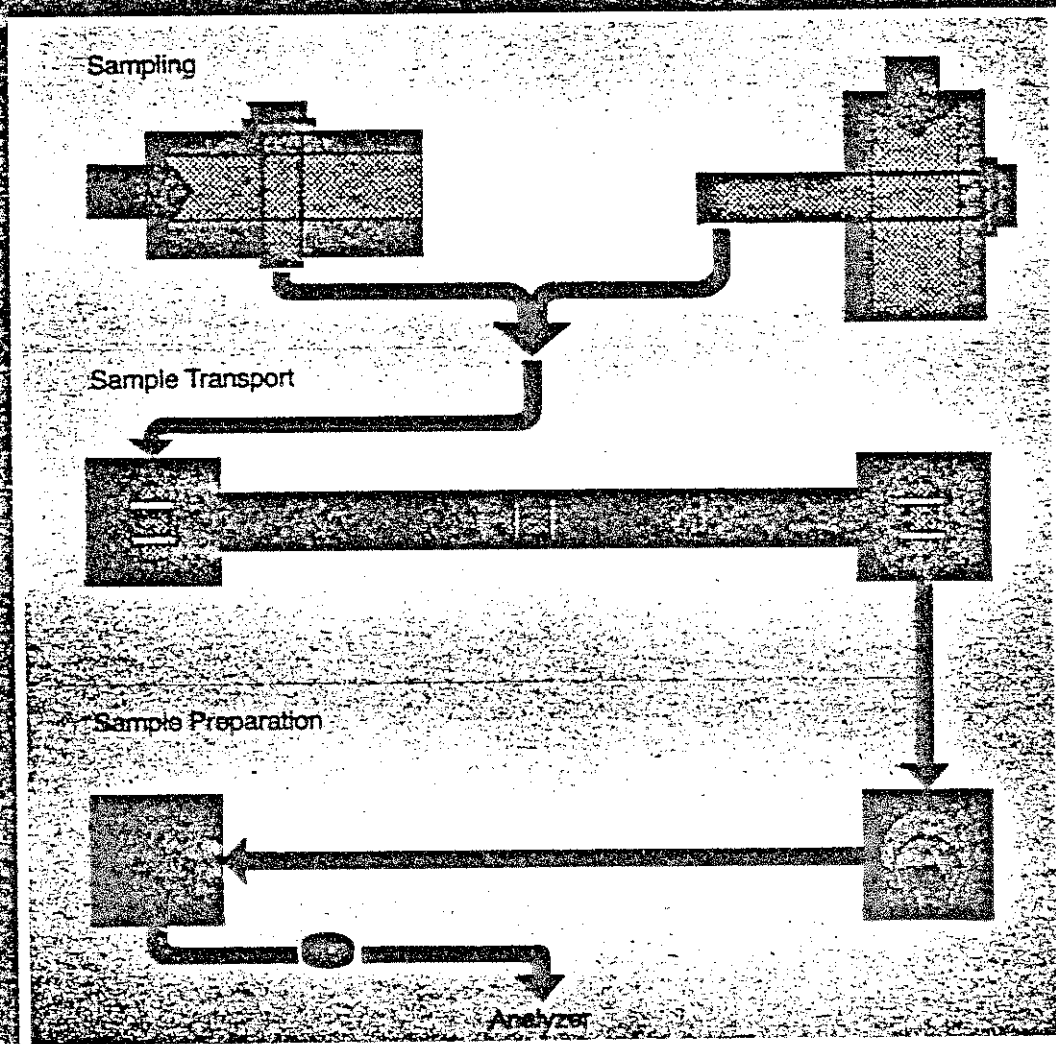
SAMPLING SYSTEMS for Cement Industry

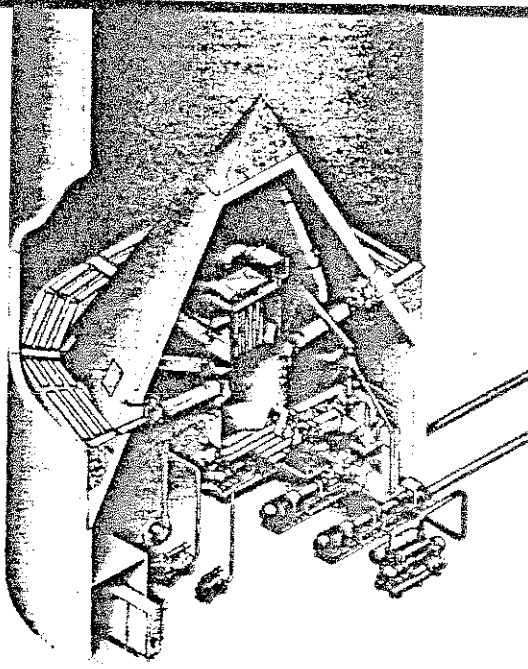
PFAFF ROHRPOST GmbH
Postfach 25025 Wuppertal 15 D-5600 Wuppertal 2
Telefon 0202 65031 Telex 8582 432



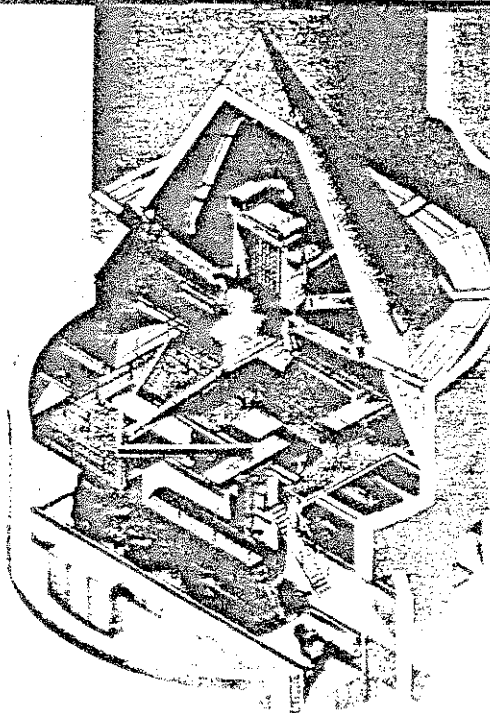
PFAFF ROHRPOST GMBH

Postfach 25025 Wuppertal 15 D-5600 Wuppertal 2
Telefon 0202 65031 Telex 8582 432





Raw meal mixing silos and kiln feed



Storage silo for bulk loading into trucks

Fuller Follow-Thru at Work...

Fuller now offers you low-cost, energy-efficient gravity blending and storage of bulk materials.

Fuller's method for gravity blending raw materials and storing cement, drated lime, and fly ash has been proven by IBAU HAMBURG of West Germany in more than 400 installations around the world. Now through an exclusive license agreement, IBAU technology is available to North American industry as part of the Fuller blending and storage system. This is a good example of Fuller "Follow-Thru" at work...an extension of Fuller's commitment to manufacture and market the best process equipment for the material handling industry.

15% lower capital costs

In the Fuller silo system, as a result of the central cone, all loads are carried to the foundation through the silo wall alone, reducing foundation costs so much that, even with additional mixing equipment, overall capital costs can be up to 15% lower than normal.

99% cleanout

With the new state-of-the-art silo design and central cone, the discharging Airslide can be kept to a minimum length with a sharp incline, virtually insuring complete cleanout.

Low power consumption

The new Fuller silo system is a sure way to cut your energy costs. Power consumption during blending amounts to 0.1 to 0.2 kWh per metric ton of raw mix.

For more information on Fuller's new blending and storage system, contact your nearest Fuller sales office, call one of our silo experts at (215) 264-6297, or just drop us a line. You'll be glad you did.



FULLER INTERNATIONAL, INC.
A GATX COMPANY

United States Headquarters
P.O. Box 2040, Bethlehem, PA 18001

Australia
GATX-Fuller Australasia Pty. Ltd.
Sydney, N.S.W.

Canada GATX-Fuller Limited
Toronto and Montreal
England GATX-Fuller, Ltd., London
France GATX-Fuller S.A., Paris

India Fuller-KCP Ltd., Madras
Mexico Empresas Fullermex S.A. de C.V.,
Mexico City
South Africa
GATX-Fuller (Pty.) Ltd., Johannesburg

Spain
Fuller International Europe, S.A., Madrid
West Germany GATX-Fuller GmbH
Dusseldorf

DYCKERHOFF ENGINEERING

GMBH

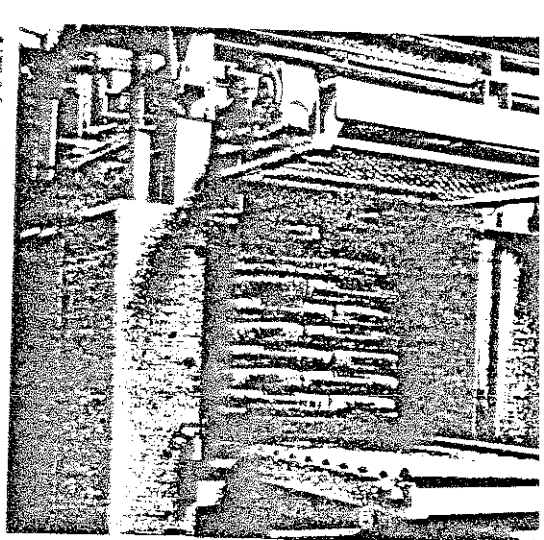
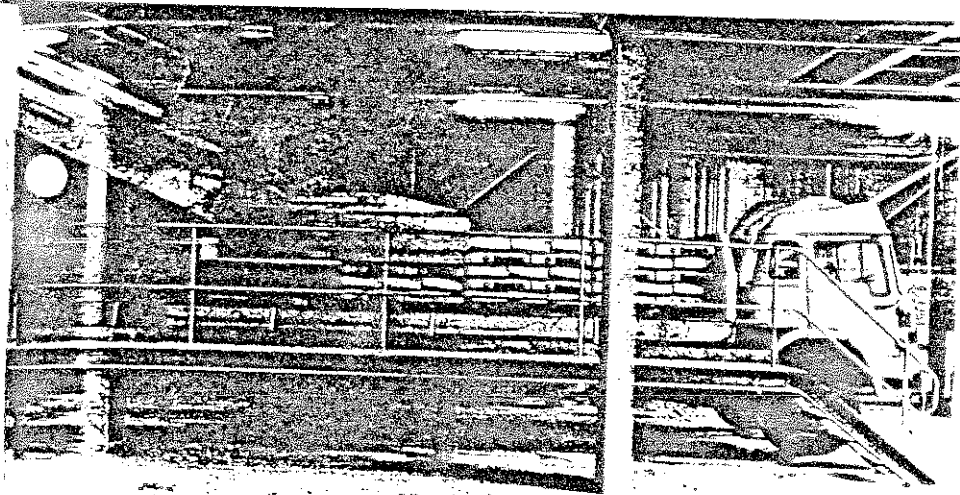
**WORLDWIDE
SERVING THE CEMENT INDUSTRY:**

- **FEASIBILITY STUDIES**
- **RAW MATERIAL INVESTIGATIONS**
- **ASSESSMENT OF ALTERNATIVE FUELS**
- **ENGINEERING**
- **SUPERVISION OF CIVIL CONSTRUCTION
AND ERECTION**
- **MANAGEMENT**
- **TECHNICAL AND ADMINISTRATIVE
OPERATIONAL ADVICE**
- **TRAINING**

Dyckerhoff Engineering GmbH
A member of the Dyckerhoff Zementwerke Group

P.O. Box 2247
6200 Wiesbaden 1

Telephone: 061 21 - 67 68 64
Telex: 4 186 832 dyz d



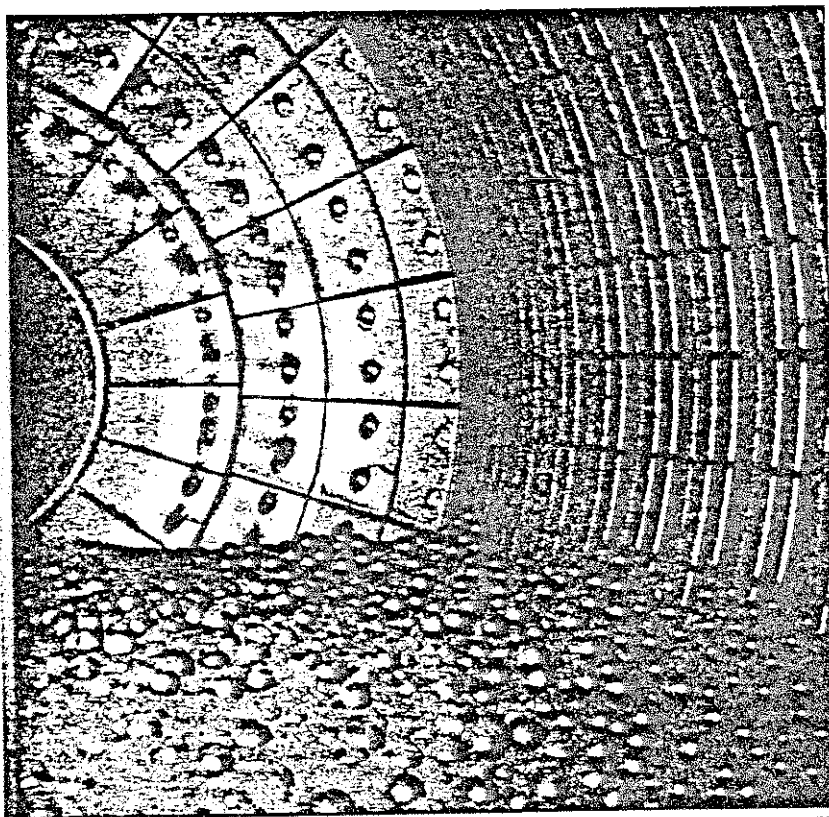
PALLETIZING
CRATING
SHRINK-
WRAPPING
PALETTES
LOADING

möllers **MACHINES** **PLANTS** **SYSTEMS**



Möllers Maschinenfabrik GmbH
D-4720 Beckum/West Germany, P.O. Box 1409
Phone (02521) 2001 Telex 189423
Subsidiaries in Brazil, USA, Great Britain and France

GROOVED LINER PLATES IN BALL TUBE MILLS



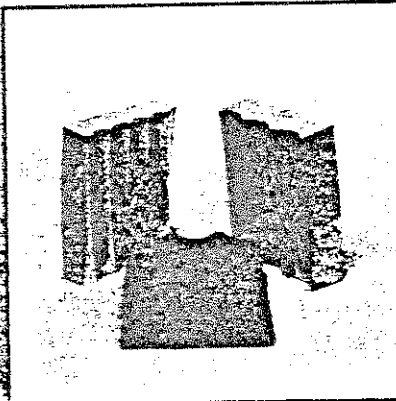
Save up to 20 %
power consumption
Increase in production

Our supplies

GROOVED LINER PLATES
Diaphragms with adjustable lifters
Head/discharge liners
Grinding media
Lockings and sealings

Our services

Design of mill internals
Supervision of installation
Ball charge distribution
After sales service
Test/guarantee run
Assistance
Grinding technology



VOEST-ALPINE AG
Processing Division
Dept. VSA-23
Postfach 2, A-7018 Linz
Tel. (0 732) 585 - 48 75 and
Telex 2206-630 va a



a unique solution for energy saving

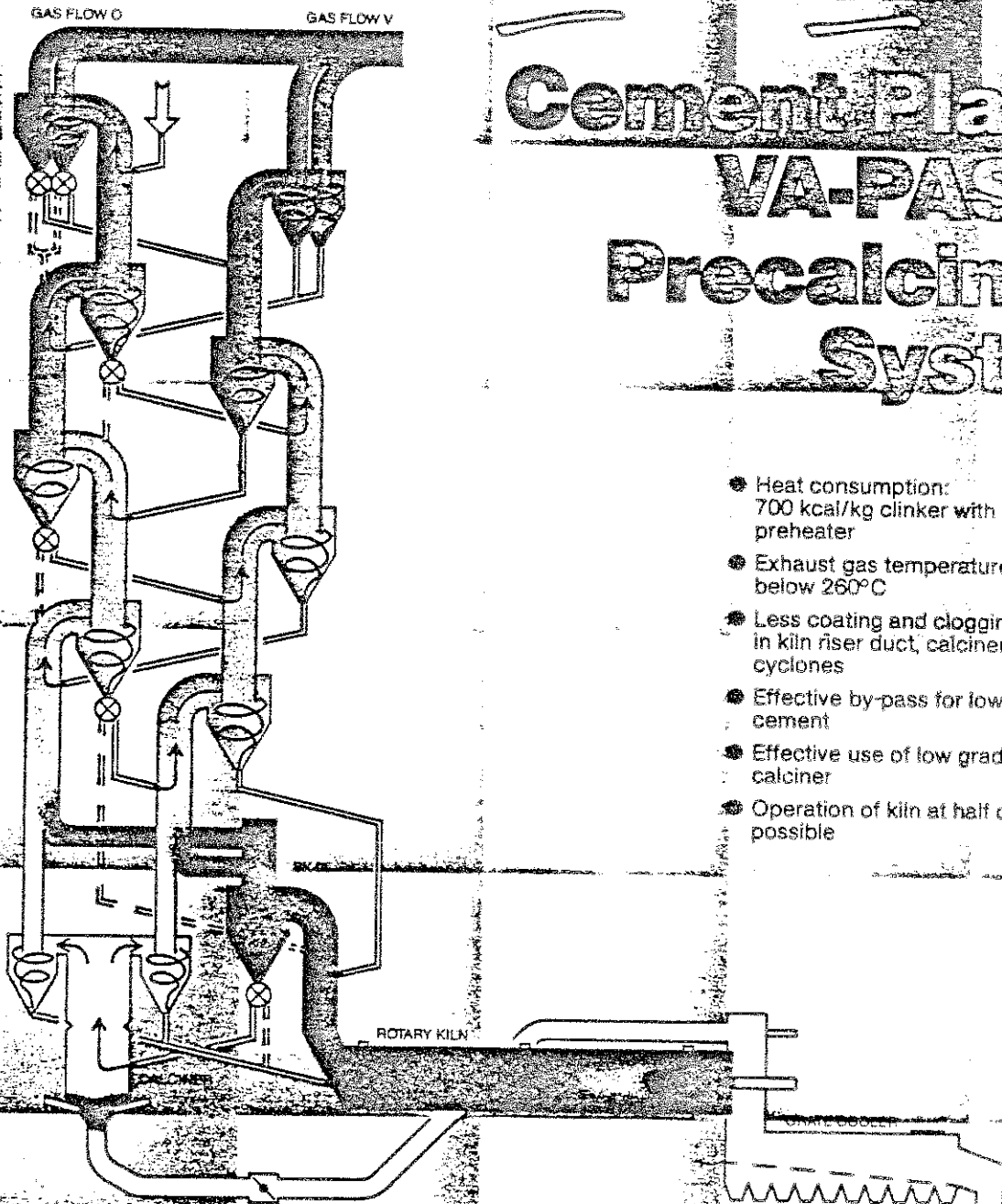
Vitality Ability

VOEST-ALPINE

Cement Plants

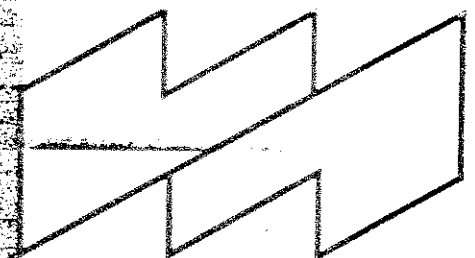
VA-PASEC

Precalcining System



- Heat consumption: 700 kcal/kg clinker with 5-stage preheater
- Exhaust gas temperature below 260°C
- Less coating and clogging problems in kiln riser duct, calciner and cyclones
- Effective by-pass for low alkali cement
- Effective use of low grade fuel for calciner
- Operation of kiln at half capacity possible

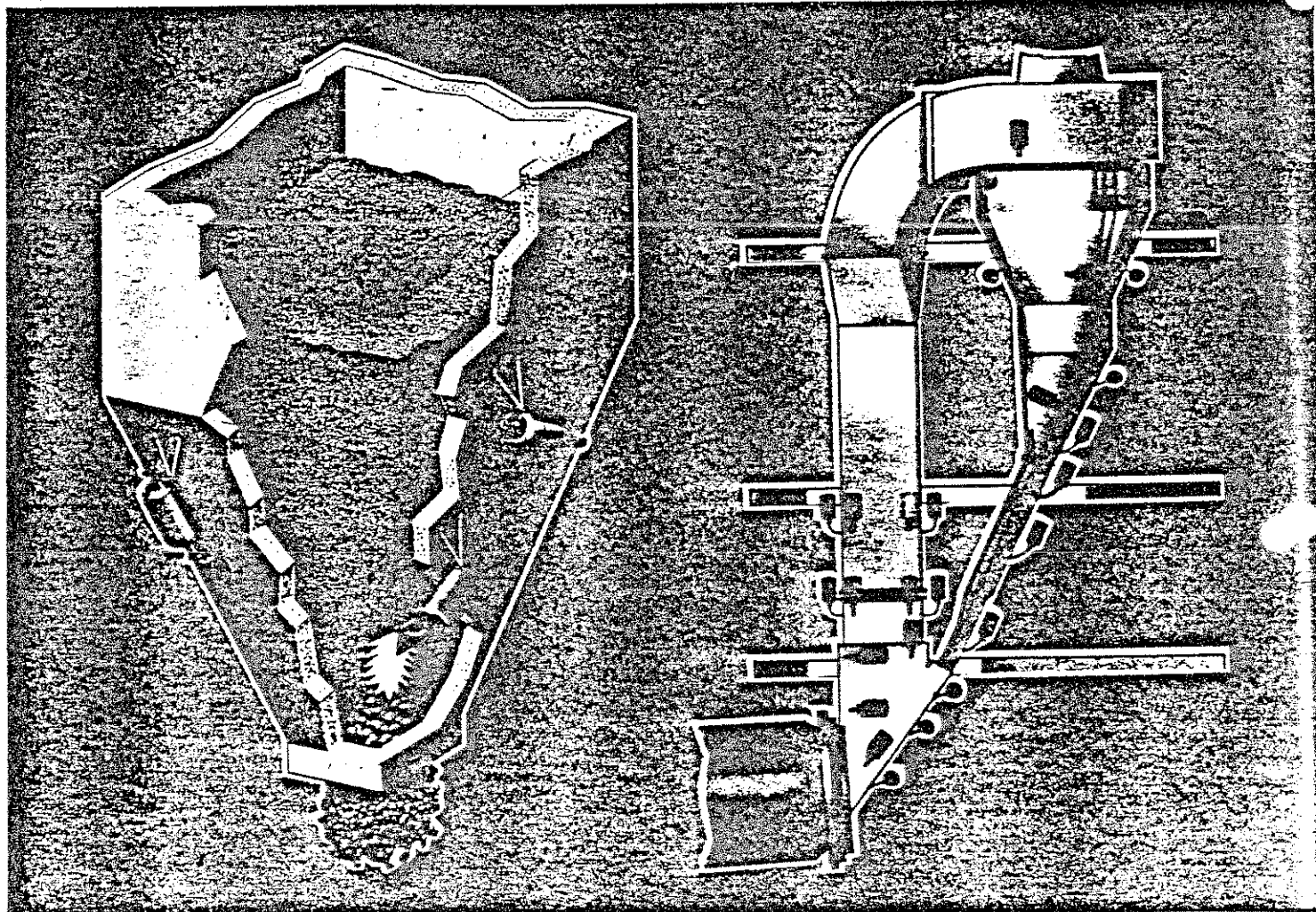
VOEST-ALPINE AG
INDUSTRIEANLAGENBAU
Postfach 2, A-4000 Linz/Austria
Tel. 0732/24 565
Telex 720070 VÖEST



VOEST-ALPINE
INDUSTRIEANLAGENBAU

VSR - BULK AND DUST HANDLING EQUIPMENT

BIG BLASTER®



BIG BLASTER® Air cannons against bridging and rathole formation. For funnels, hoppers, silos, bunkers, pipes, heat exchangers, cyclones, stock pile discharges of **any** size even at high temperatures. For new and existing installations; automatical service; fully guaranteed.



BIG BLASTER® Luftkanonen gegen Bunkerverstopfung durch Kamin- und Brückenbildung. Für Trichter, Silos, Bunker, Rohrleitungen, Wärmetauscher, Zyklone, Haldenabzüge **aller** Größen auch bei Hochtemperateureinsatz. Für Neu- und Altanlagen, auch im Vollautomatikbetrieb, mit voller Garantie.

TRANSVAC®

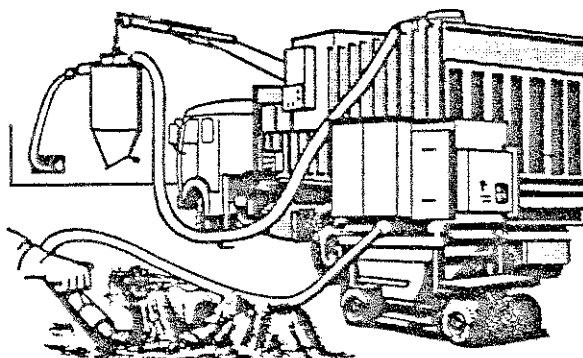
TRANSVAC® Industrial vacuum cleaner. For dusty, humid, granulated or very heavy bulk material (up to 5 kg/l), compact and sturdy construction, three-stage separation, dust control, sound protection, max. vacuum 6000 mm WC, drive by electric or Diesel motor from 22 to 75 kW, suction performance 1-40 t/h, suction length up to 200 m.

Transportable: as standard unit for fork lift truck or with trailer wheel set.

Stationary: with lower collection hopper and big self dumping flap.

Mobile: self-propelled as truck or trailer assembly, especially as 10 m³ suction container.

Accessories: Suction piping, nozzles, hoses, preseparators, truck or ship discharge nozzle.



TRANSVAC® Industriestaubsauger. Für staubige, feuchte granulierte oder sehr schwere Schüttgüter (bis 5 kg/l), kompakte und robuste Baukastenbauweise, Dreistufenabscheidung, Staubüberwachung der Filterabluft, komplette Steuerung, Schallkappe, max. Unterdruck 6000 mm WS, Antrieb durch Elektro- oder Dieselmotor 22-75 kW, Saugleistung 1-40 t/h, größte Sauglänge bis 200 m.

Transportabel: als Standardausführung durch Gabelstapler oder durch Radsatz.

Stationär: mit unterem Sammelbehälter und großer Selbstentladeklappe.

Mobile: selbstfahrend, als LKW oder Anhänger Aufbau, besonders auch als 10 m³ Saugcontainer.

Zubehör: Saugleitungen, Düsen, Schläuche, Vorabscheider, Lkw- oder Schiffs-Austragsdüsen.

VSR ENGINEERING GMBH FÖRDERTECHNIK

D-4330 Mülheim / R. · Hingbergstr. 319 · West-Germany
Postfach 10 22 22 · Telefon 02 08 - 43 60 77 · Telex 856 749



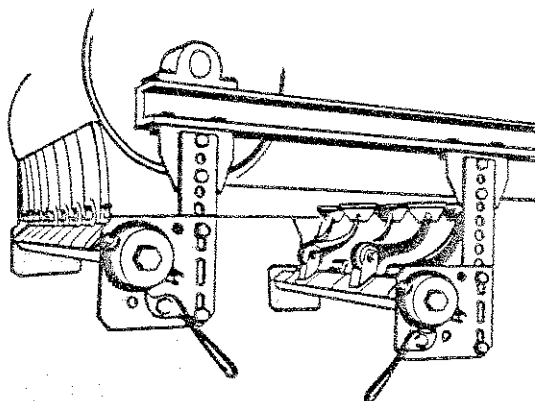
Our units have proved successfully in many thousands of cases and are distributed by a dealer organisation located all over Western Europe.

Unsere Geräte sind tausendfach bewährt und werden über ein Händlernetz in ganz West-Europa vertrieben.

VSR - BULK AND DUST HANDLING EQUIPMENT

VIBREX

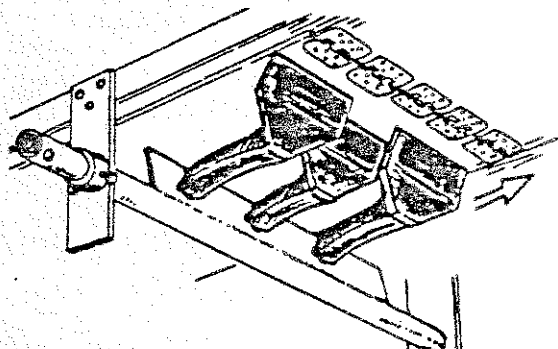
VIBREX Conveyor belt cleaner. Individually suspended scraper blades are pushed over the angle axle by means of slide clamps and are pressed against the conveyor belt with the tooled gear ratchet tensioner. They adjust automatically to the continuously changing belt contour and the wear. Normally the well-approved spring arm main cleaner is used. At extreme requirements the very effective combination of front and main cleaner gives the best result. Mounting devices, scraper blade variations, scraping vibrators, water spray installations, beating rolls, plough cleaners and especially the dust-proof **SEALEX** inspection windows complete the delivery program.



VIBREX Förderbandabstreifer. Einzel abgefederter Schabeblätter werden mit ihren Gleitschellen auf eine Winkelachse geschoben und durch eine Zahnradspannvorrichtung gegen das Förderband gedrückt. Sie passen sich der ständig ändernden Bandkontur und dem Verschleiß automatisch an. Üblicherweise wird der bewährte Federarm - Hauptabstreifer eingesetzt. Bei extremen Beanspruchungen sorgt die Kombination aus Front- und Hauptabstreifer für besten Effekt. Montagevorrichtungen, Schabeblattvarianten, Abstreifvibratoren, Wassersprüh-einrichtungen, Klopffrollen, Pflugabstreifer und vor allem die staubdichten **SEALEX** - Inspektionsfenster ergänzen das Programm.

DURT HAWG®

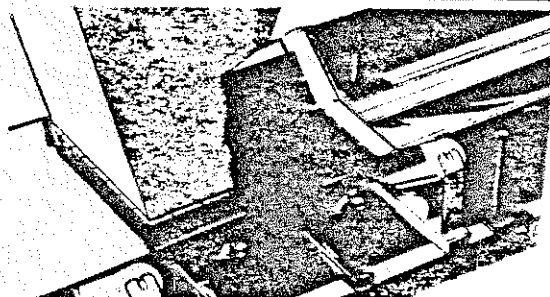
The **DURT HAWG**® Elastomer scraper made of urethane is an effective conveyor belt cleaner with great performance and little investment cost. It is easy to install, copes with large tolerances and withstands with ease the impact of splices and belt damages. The job can be done with a strip axle, tensioning device and lateral bearing plates, but you can improvise with only a slotted supporting strip and the arms. **DURT HAWG**® scrapers can be replaced any time by the **VIBREX** spring arm scraper system.



DURT HAWG® Elastomer Abstreifer aus Polyurethan ist ein wirkungsvoller Förderbandreiniger mit großer Leistung und geringem Investitionsaufwand. Er ist leicht zu installieren, verkraftet große Toleranzen und hält die härtesten Stöße von Spliceis und Bandschäden aus. Der Schnellentschluss braucht noch eine Leistenachse, Spannvorrichtung und seitliche Lagerplatten, während der Tüftler lediglich eine geschlitzte Halteleiste zusätzlich benötigt. **DURT HAWG**® Abstreifer können jederzeit durch das **VIBREX** - Federarmabstreifersystem ersetzt werden.

GUARDABELT

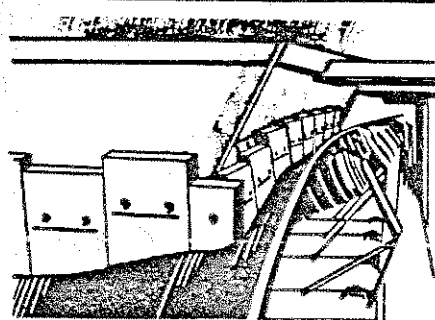
GUARDABELT slide cushions protect your conveyor belt and outlive even highest stress phases in continuous operation. They absorb loading impact and prevent damages to belt and rollers in the area of the material transfer points through various sandwich rubber layers, or cellular urethane with an antifrictional wear-resistant surface. The **GUARDABELT slide cushions** are easy to install, adjust to belt edges and perfect lateral sealing.



Die **GUARDABELT Gleitkissen** schonen Förderbänder und überdauern selbst höchste Belastungsphasen im Dauerbetrieb. Sie dämpfen Beladestöße und verhindern die Beschädigung von Band und Rollen im Bereich der Materialübergaben durch eine sandwichartige Schichtung von Gummilagen verschiedener Härte oder durch celluläres Polyurethan mit einer reibungsarmen Polyurethan-Verschleißschicht.

MARTIN®

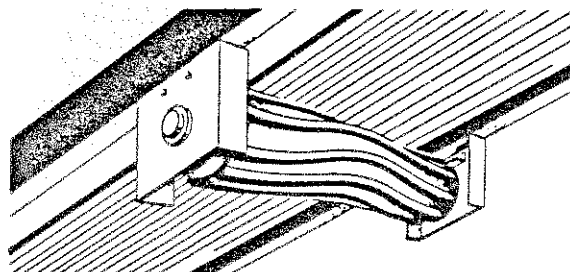
MARTIN® Segment Block System. The MSB-System serves as lower, lateral and front sealing of conveyor belt feeding chutes to the conveyor belt. 1.2 m long backing plates are screwed or welded to the lower edge. Single rubber blocks with vertical grooves are pushed on the backing plates equipped with squeezed, dovetail guide clamps. The segment blocks are adjusted by slight hammer blows, if necessary even during operation.



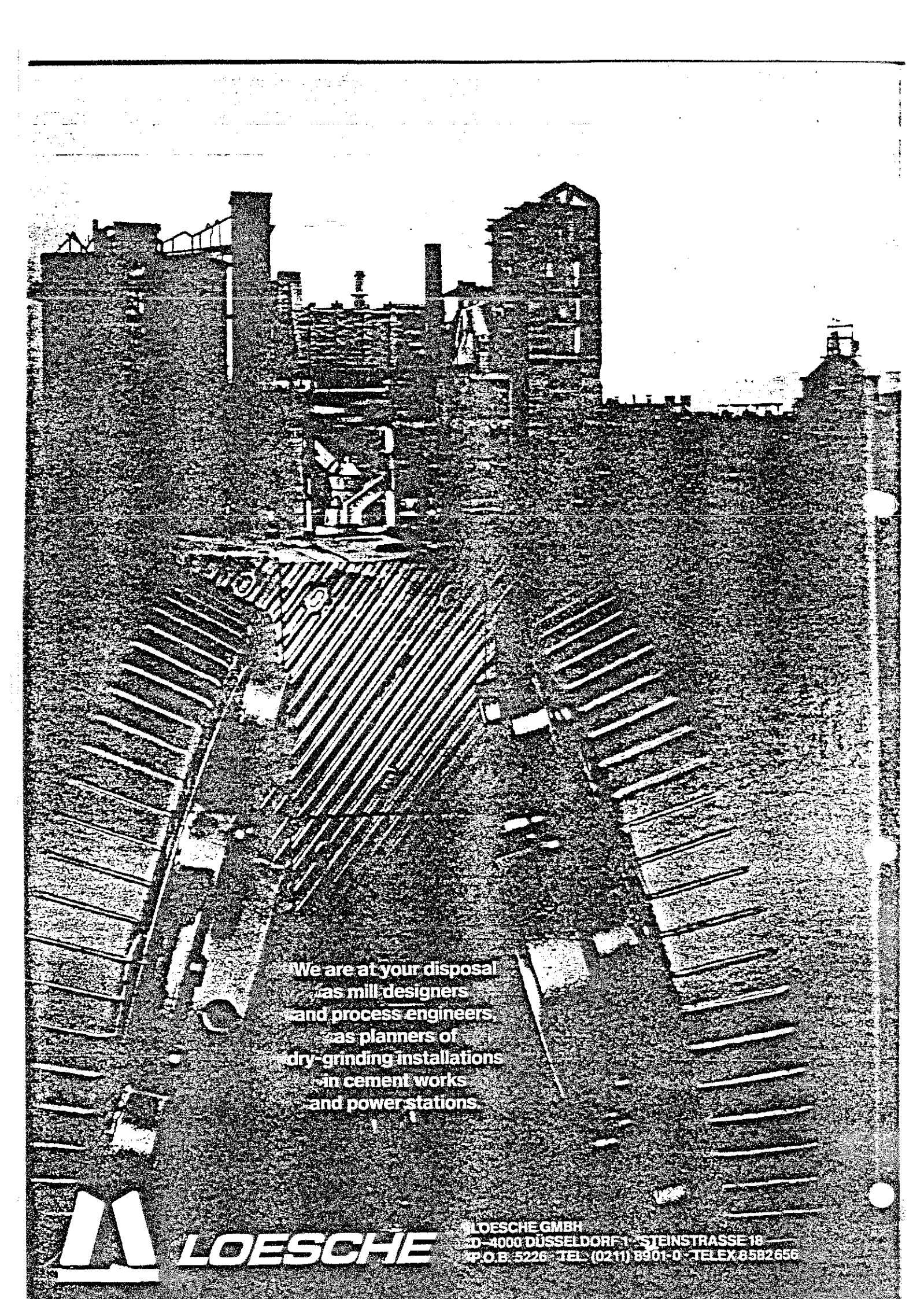
MARTIN® Segment Block System. Das MSB-System dient zur unteren seitlichen und Kopfabdichtung von Förderbandübergaben gegenüber dem Förderband. An dem unteren Rand werden 1,2 m lange Halteplatten angeschraubt oder angeschweißt. Einzelne Gummiblocke mit vertikalen Nuten werden auf die Halteplatten geschoben, die herausgepreßte, verzahnte Schwalbenschwanzführungen besitzen. Nur durch leichte Hammerschläge werden die Segmentblöcke u.U. sogar während des Betriebes einjustiert.

TRACKER®

TRACKER® conveyor belt centralizing idler ensures that the conveyor belt runs straight. It is installed immediately before the tail pulley, replacing a regular idler. It has one central spherical bearing. If there is the slightest slant in the run of the belt, the **TRACKER**® conveyor belt centralizing idler has its center of gravity, tilts and turns, and thereby pushes the belt back immediately into the center by the friction of its chevron-shaped rubber ribs.



Die **TRACKER**®-Förderbandzentrierrolle gewährleistet den Geradeauslauf des Förderbandes. Sie wird direkt vor der Umkehrtrommel anstelle einer Unterband-Tragrolle eingebaut. Bei geringstem Schiefelauf kippt und verdreht sich die im Schwerpunkt zentral gelagerte **TRACKER**®-Förderbandzentrierrolle und leitet das Band durch die Reibwirkung ihrer gefalteten Gummirippen wieder in die Mitte zurück.



We are at your disposal
as mill designers
and process engineers,
as planners of
dry-grinding installations
in cement works
and power stations.



LOESCHE

LOESCHE GMBH
D-4000 DÜSSELDORF 1 STEINSTRASSE 18
P.O.B. 5226 TEL. (0211) 8901-0 TELEX 8582656

DUDA · CEMENT-DATA-BOOK

Dipl.-Ing. Walter H. Duda

CEMENT-DATA-BOOK

Band 1

Internationale Verfahrenstechniken der Zementindustrie
3. Auflage 1985

Volume 1

International Process Engineering in the Cement Industry
3rd edition 1985

Band 2

Elektrotechnik, Automation, Lagerung, Transport, Versand
1. Auflage 1984

Volume 2

Electrical Engineering, Automation, Storage, Transportation, Dispatch
1st edition 1984

Band 3

Rohmaterial für die Zementherstellung
1. Auflage 1987

Volume 3

Raw Material for Cement Production
1st edition 1987

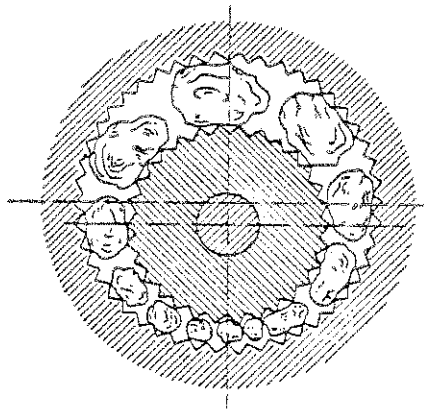


Fig. 3.16. Brechwirkung des Rundbrechers

Fig. 3.16. Crushing action of a gyratory crusher

Dieselbe Formel, die mehr den praktischen Erfahrungen angepaßt ist, hat die folgende Gestalt

The same formula adjusted somewhat by practical experience, reads as follows

$$n = 470 \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha_1 + \text{tg}\alpha_2}{r}}$$

In diesen Formeln bedeuten:

Günstigste Drehzahl pro Minute

= n

Notation in both formulas are:

= Optimum rpm

Exzenter Radius des Brechkegels in cm

= r

= Eccentric radius, centimeter

α_1 und α_2 ist die Summe der Winkel zwischen Brechring und der Lotrechten sowie zwischen Brechkegel und der Lotrechten wie in Fig. 3.17. dargestellt. Die Summe dieser beiden Winkel beträgt etwa 20–23°.

α_1 und α_2 is the total of angles between the crushing ring and the vertical and between the crushing cone and the vertical, as shown in Fig. 3.17. The total of these angles is approximately 20–23°.

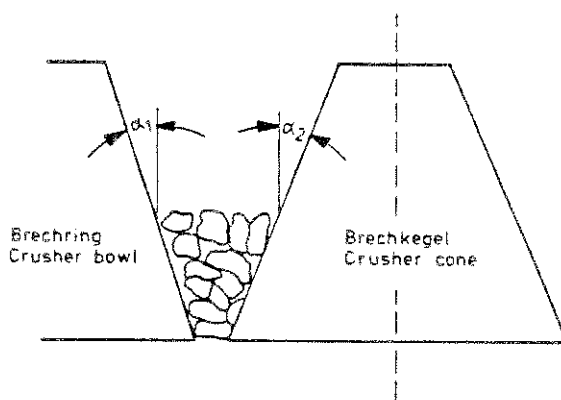


Fig. 3.17. Brechkegel und Brechring eines Rundbrechers

Fig. 3.17. Crusher bowl and crusher cone of a gyratory crusher

Leistungsfähigkeit

Die Leistungsfähigkeit des Rundbrechers kann nach der Formel von *Giesking* (siehe Abschnitt 3.5.) die auch für Backenbrecher gilt, berechnet werden.

Capacity

The capacity of a gyratory crusher can be estimated by employing *Giesking's* formula (see section 3.5.) which is also applicable to jaw crushers.

Beispiel 3.5.

Gegeben sind folgende Zahlen: Nicht vorgeseiebter Kalkstein mit $\gamma = 1.7$, Brechspaltöffnung 150 mm, Brechspaltdurchmesser 1800 mm, daraus Brechspaltumfang $180 \cdot \pi = 565$ cm; Brechring und Brechkegel sind rippenlos, $c = 1.4 \cdot 10^{-4}$. Schwingungszahl ist 150/min. Winkel zwischen Brechring und Brechkegel ist 26°, daher $b = 1.-$; die Schwingungswerte (Exzenterradius) beträgt 3.75 cm und $\eta = 0.85$.

Example 3.5.

Data given: Non-prescreened limestone with $\gamma = 1.7$; opening of the crusher slot is 150 mm; diameter of crusher slot is 1800 mm, thus perimeter of discharge opening $180 \text{ cm} \cdot \pi = 565 \text{ cm}$. Crushing ring and crushing cone are not ribbed, $c = 1.4 \cdot 10^{-4}$. Number of strokes is 150/min. Angle between crushing ring and crushing cone is 26°, thus $b = 1.-$; amplitude of cone (eccentric) is 3.75 cm, and $\eta = 0.85$.

Lösung:

Solution:

$$Q = 0.00014 \cdot 1.7 \cdot 565 \cdot 15 \cdot 3.75 \cdot 150 \cdot 1.0 \cdot 0.85 = 964 \text{ t/h} \quad \begin{matrix} \text{Leistung} \\ \text{capacity} \end{matrix}$$

Größenbezeichnung von Rundbrechern

Die Art der Größenbezeichnung von Rundbrechern ist nicht überall die gleiche. In der Sowjetunion dient die maximale Einlaßöffnung A (siehe Fig. 3.18. b) als Größenbezeichnung. In Deutschland wird die Brechergröße mit dem Durchmesser D des Brechringes bezeichnet (Fig. 3.18. a), wobei manchmal die Dimension A hinzugefügt wird. In den Vereinigten Staaten wird die Brechergröße mit A · B bezeichnet, wie dies in Fig. 3.18. b dargestellt ist.

Eine andere Bezeichnungsart der Brechergröße benutzt die Weite der Maulöffnung und den Durchmesser der Basis des Brechkegels, z. B. 60–109 Zoll (siehe Fig. 3.18. c). Für die Zerkleinerung von Brechgut der Ausmaße a · b (Fig. 3.18. a) ist für einen Backenbrecher eine Maulweite von etwa 1.25 (a · b) erforderlich. Für dieselbe Aufgabengröße benötigt ein Rundbrecher jedoch eine weit größere Maulweite.

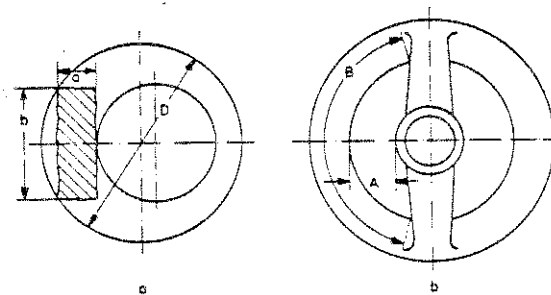


Fig. 3.18. Größenbezeichnung von Rundbrechern

Size designation of gyratory crushers

The size designation of gyratory crushers is inconsistent. In the Soviet Union, the feed opening A (see Fig. 3.18. b) is used as the size designation. In Germany, the crusher size is designated by the diameter D of the crushing ring (see Fig. 3.18. a); sometimes the dimension A is added to this. In the United States the crusher size is designated by A · B, as shown in Fig. 3.18. b.

Another numerical size designation of gyratory crushers represents the feed opening and the maximum diameter of the crushing cone as e.g. 60–109 inches (see Fig. 3.18. c). For the comminution of crusher feed of the size a · b (Fig. 3.18. a) by a jaw crusher, a feed opening of 1.25 (a · b) is required. However, for the same feed size, a gyratory crusher needs a feed opening which is much larger.

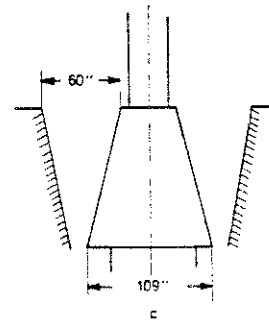


Fig. 3.18. Size designation of gyratory crushers

Regulierung der Auslaßöffnung

Um die durch Abrieb der Brechpanzerung verursachte Vergrößerung des Auslaßspaltes auf die Ausgangsgröße einzustellen, oder um die Endkorngröße — wenn notwendig — zu verändern, ist die Brecherachse, je nach der Größe des Brechers, um etwa 150–280 mm vertikal verstellbar.

Dies ist erreichbar:

1. Durch Drehung einer Schraubenmutter am oberen Ende der Brechwelle in der Wellenhängevorrichtung; dies ist ein zeitraubender Prozeß.
2. Mittels eines hydraulischen Hebwerkes (Fig. 3.19.). Durch Hineinpumpen von Öl in das Hebewerk wird die Brecherwelle angehoben (Fig. 3.19. a) und umgekehrt: Auslassen des Oles aus dem Hebewerk verursacht Senkung der Brecherwelle (Fig. 3.19. b). Diese Manipulation dauert im ganzen nur etwa eine Minute.

Adjusting of the discharge slot

To compensate for wear of the crusher lining and to reset the discharge slot to its original width, or to change — when required — the crusher's product size, a vertical adjustment of the main shaft in the range of 150–280 mm is possible, depending upon the size of the crusher.

This can be achieved:

1. By positioning a split nut in the proper location on the upper threaded portion of the main shaft suspended in the spider hub; this is a tedious operation.
2. By a hydraulic lifting mechanism. The main shaft assembly is supported on a hydraulic jack. When oil is pumped into the jack, the main shaft is raised (Fig. 3.19. a), and vice versa; when oil is removed from the jack, the main shaft is lowered. This is a one minute operation.

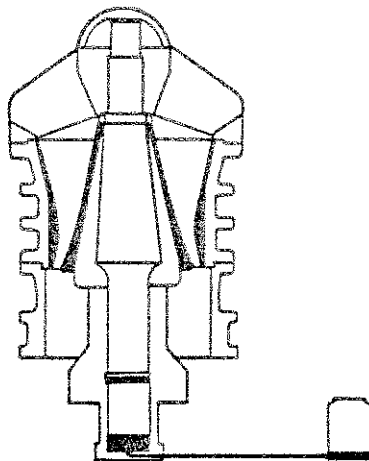


Fig. 3.19. Hydraulisches Hebewerk zum Anheben der Brecherwelle eines Rundbrechers

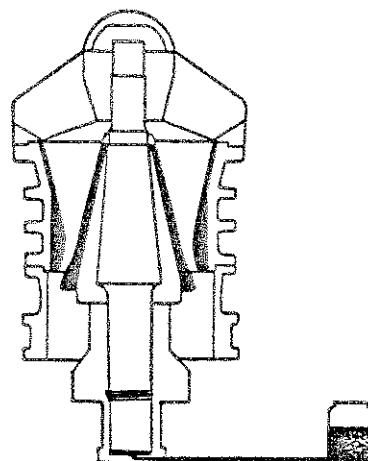


Fig. 3.19. Hydraulic lifting device to lift the main shaft of a gyratory crusher

Die folgende Tabelle enthält Leistungszahlen in Tonnen pro Stunde von Rundbrechern, hergestellt in den Vereinigten Staaten [42]. Die Angaben sind in Zoll und Tonnen zu je 907 kg (short tons). Das Schüttgewicht des gebrochenen Materials beträgt 1620 kg/m³.

The following table contains capacities expressed in tons per hour (2000 lb per ton) of gyratory crushers manufactured in the United States [42], based on a bulk density of 100 lb per cubic foot of crushed material.

Leistungszahlen von Rundbrechern in t/h							Capacities of gyratory crushers in t/h																			
Brecher-Größe	Maulweite	Hinterkegel-Upm	Kegelrad-Upm	Max. PS	Exzenter Zoll	Weite des Auslaßspaltes (geöffnet) in Zoll																				
						Open side setting of discharge opening (inches)																				
Crusher Size	Approx. Feed Opening	Gyr. Per Min.	Pinion Rpm	Max. Hp	Exc. Throw Inch	2 1/2"	3"	3 1/2"	4"	4 1/2"	5"	5 1/2"	6"	6 1/2"	7"	7 1/2"	8"	8 1/2"	9"	9 1/2"	10"	10 1/2"	11"	11 1/2"	12"	
30-55	30 x 78	175	585	150	5/8"	150	205	270	335	390	450	510														
30-55	30 x 78	175	585	180	3/4"		240	320	400	480	550	620														
30-55	30 x 78	175	585	240	1"			425	485	540	600	660														
30-55	30 x 78	175	585	300	1 1/4"				605	675	735	800														
36-55	36 x 90	175	585	180	3/4"				270	310	350	380														
36-55	36 x 90	175	585	240	1"					380	440	500														
36-55	36 x 90	175	585	300	1 1/4"						515	585														
42-65	42 x 108	150	497	255	1"					540	660	790	920	1040	1170											
42-65	42 x 108	150	497	330	1 1/4"						700	850	1000	1140	1300											
42-65	42 x 108	150	497	400	1 1/2"								1040	1260	1490											
48-74	48 x 120	135	497	300	1"						930	1000	1080	1150	1230	1300	1380									
48-74	48 x 120	135	497	385	1 1/4"							1280	1390	1480	1580	1680	1780									
48-74	48 x 120	135	497	425	1 1/2"								1530	1640	1780	1860	1980									
48-74	48 x 120	135	497	500	1 3/4"									1920	2060	2180	2340									
54-74	54 x 132	135	497	300	1"						960	1040	1100	1160	1240	1330										
54-74	54 x 132	135	497	385	1 1/4"							1340	1410	1500	1590	1700										
54-74	54 x 132	135	497	425	1 1/2"								1560	1650	1750	1870										
54-74	54 x 132	135	497	500	1 3/4"									1950	2070	2210										
60-89	60 x 145	110	435	330	1"							1130	1170	1240	1310	1400	1480	1610								
60-89	60 x 145	110	435	410	1 1/4"								1450	1540	1630	1740	1850	2000								
60-89	60 x 145	110	435	450	1 1/2"									1680	1780	1900	2020	2200								
60-89	60 x 145	110	435	495	1 3/4"										1960	2100	2230	2360								
60-89	60 x 145	110	435	600	1 7/8"											2540	2690	2700								
60-109	60 x 150	100	400	1000	1 1/2"														3250	3500	3750	4000	4250	4500	4750	5000
72-109	72 x 174	100	400																							

Allgemeine Merkmale

Rundbrecher sowie Backenbrecher dienen in der Zementindustrie hauptsächlich als Vorbrecher. Der Rundbrecher hat im Vergleich zum Backenbrecher einen zwei- bis dreimal höheren Durchsatz bei der-

General characteristics

The cement industry employs gyratory as well as jaw crushers mainly as primary crushers. Compared to the jaw crusher, the gyratory crusher has a two to three times higher capacity with the same sizes of

selben Maulweite und demselben Auslaßspalt. Der Rundbrecher führt keine Leerbewegungen aus und arbeitet während der kreisenden Bewegung der Brecherachse ununterbrochen. Am Energieverbrauch gemessen beträgt der Durchsatz des Rundbrechers pro Kilowattstunde 1.3 bis 1.6 mal mehr als beim Backenbrecher. Bei Brechern mittlerer Größe beträgt dieser Wert 1.3 bis 1.4 und bei großen Brechern 2.1 bis 3.6. Dies spricht für die Verwendung von Rundbrechern bei größeren Dimensionen des Aufgabegutes. Bei Leerlauf verbrauchen Rundbrecher etwa 30 % der Vollbelastungsenergie, während diese Zahl bei Backenbrechern 45 bis 50 % beträgt. Plattiges oder nadelförmiges Brechgut tritt beim Rundbrecher fast nicht auf. Dagegen unterliegen die Panzerplatten einem höheren Verschleiß als bei Backenbrechern. Die Auswechslung von Panzerplatten erfolgt bei Rundbrechern in kürzeren Zeitabständen als bei Backenbrechern. Auch können die Panzerplatten nicht — wie bei Backenbrechern — um 180° gewendet werden. Rundbrecher haben einen Zerkleinerungsgrad von 7 : 1 bis 15 : 1. Die Leistungsfähigkeit der Rundbrecher beträgt bis zu 5000 t/h, allerdings bei 30 cm Auslaßspaltweite (siehe Leistungstabelle). Der Rundbrecher braucht keine spezielle Aufgabevorrichtung; das Material kann vom fahrenden Transportmittel (meistens Hinterkipper-LkW) direkt ins Brechmaul entladen werden.

Fig. 3.19.1. (Fuller Co.) ist eine Querschnittszeichnung eines unterirdischen Rundbrechers, die eine sichtbare Vorstellung über die Größe einer solchen Brecheranlage gibt. In diesem Brecher wird nicht Kalkstein, sondern Kupfererz zerkleinert. Der hier gezeigte Rundbrecher hat eine Leistung von 50.000 t/Tag und wird mit Hinterkippern von 100–200 t Tragkraft gespeist. In diesem Falle wird das Material über vibrierende Stangenroste dem Rundbrecher zugeführt, um das Unterkorn auszuscheiden. Die von der Fuller Co. ausgeführte Zerkleinerungsanlage befindet sich in Butte, Bundesstaat Montana, USA.

feed opening and discharge slot. The gyratory crusher does not perform idle motions and works continuously during the gyration of the crusher's main shaft. On the basis of energy consumption, the capacity of a gyratory crusher per kWh is 1.3 to 3.6 times higher than that of a jaw crusher. For crushers of medium size this factor is 1.3 to 1.4 and for large crushers the capacity factor is 2.1 to 3.6. This leads to the use of gyratory crushers for large size crusher feed. When idling, gyratory crushers use up only about 30 % of the full load energy, whereas for jaw crushers the figure amounts to 45–50 %. In gyratory crushers lamellar or needle-shaped product is almost absent. On the other hand the wear of liners is higher than that of jaw crushers. Liners in gyratory crushers have to be replaced more often than in jaw crushers. Also the reversal of the liners performed in jaw crushers is impossible in gyratory crushers. The reduction ratio of gyratory crushers is 7 : 1 to 15 : 1. The capacity of gyratory crushers amounts up to 5000 t/h, at a width of the discharge slot of 12 inches (see capacity table). The gyratory crusher does not need a special feeder; the crusher feed can be discharged from any means of transportation (mostly rear dump trucks) directly into the crusher's feed opening.

Fig. 3.19.1. (Fuller Co.) is a cross-section drawing of an underground installation of a gyratory crusher which gives a visible imagination about the size of such crushing arrangement. In this case instead of limestone, copper ore is crushed. The gyratory crusher shown here has a throughput of 50,000 t/day, and is fed by 100–200 t capacity rear dump trucks. In this case the material is conveyed to the crusher by vibrating grizzly feeders to remove undersize particles. This Fuller Co. installation is located in Butte, Montana, USA.

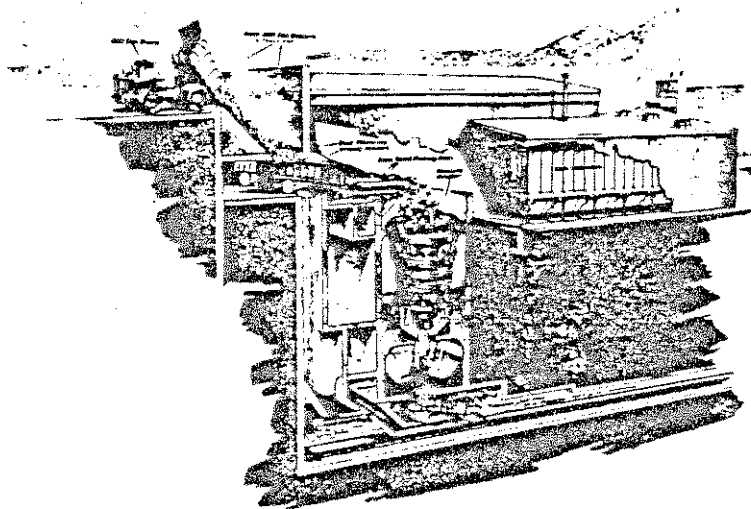


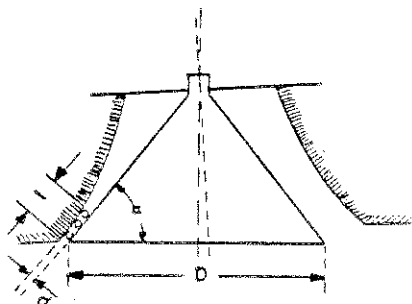
Fig. 3.19.1. Rundbrecheranlage mit einem Durchsatz von 50.000 t/Tag

Fig. 3.19.1. Gyratory crusher installation with a throughput of 50,000 t/day

3.9. Flachkegel- oder Symonsbrecher

Bei dieser Art von Brechern sind der Brechkegel und der kegelförmige Brechring gleichförmig zueinander angeordnet, wie dies in Fig. 3.14. dargestellt ist. Diese Brecher werden hauptsächlich als Nachbrecher oder als Brecher zweiter Stufe verwendet.

Der grundsätzliche Unterschied im Vergleich mit dem Rundbrecher besteht darin, daß beim Kegelsbrecher die Brechwelle nicht als Hängemechanismus ausgebildet ist, sondern daß sie an ihrem unteren Ende im Exzentermechanismus befestigt ist. Das obere Ende der Brechwelle ist zu einem Brechgut — Streuteller ausgebildet. Vom Streuteller gelangt das Brechgut in die Brechkammer, in der die Oberflächen beider Brechkegel das Material durch Druck zerkleinern; gleichzeitig bewegt sich das Brechgut in Richtung des Auslaßspaltes, wie aus Fig. 3.20. ersichtlich ist. Der Abstand der Oberflächen beider Brechkegel verringert sich in Richtung des Auslaßspaltes.



Aus Fig. 3.20. ist zu entnehmen, daß die beiden Brechkegel einen parallelen Auslaßspalt bilden; die Länge dieses Spaltes ist mit l bezeichnet und der kleinste Abstand beider Kegel mit d . Damit das den Brecher verlassende Brechgut bis zur Größe d gebrochen wird, muß die Bedingung erfüllt werden, daß jedes Brechgutteilchen den Brechspalt während seiner kleinsten Dimension passiert. Dies bedeutet, daß die Zeit während der jedes Brechgutteilchen die Länge l des Brechspaltes passiert, nicht kürzer sein darf als eine volle Umdrehung des Brechkegels um seine Exzenterachse. Dieser Umstand bedingt bei Flachkegelbrechern höhere Umdrehungsgeschwindigkeiten des Brechkegels als bei Rundbrechern.

Größenbezeichnung

Die Größe von Kegelsbrechern wird mit dem Durchmesser der Basis des Brechkegels bezeichnet; siehe Dimension D in Fig. 3.20.

Drehzahl des Brechkegels

Zur Berechnung der optimalen Drehzahl der Exzenterbüchse, d. i. der Hubzahl des Brechkegels für den Kegelsbrecher, dient die folgende empirische Formel [39]:

$$n = 133 \cdot \sqrt{\frac{\sin \alpha - (l \cdot \cos \alpha)}{d}}$$

3.9. Cone or Symons-Crusher

For this type of crusher the positions of the crushing cone and conical crushing ring are arranged with each other as shown in Fig. 3.14. These crushers are mainly employed as secondary crushers.

Compared with the gyratory crusher, the basic difference is that the main shaft of the cone crusher is not designed as a suspended mechanism but is fastened at its lower end in the eccentric. The upper end of the crusher shaft is intended to serve as the crusher feed dispersion table. From the dispersion plate the material is directed into the crushing compartment where comminution is performed by compression between the surfaces of the two crushing cones; simultaneously the material moves towards the direction of the discharge slot, as is shown in Fig. 3.20. The distance of the surfaces of the two crushing cones decreases in the direction to the discharge slot.

Fig. 3.20. Auslaßspalt des Flachkegelbrechers

Fig. 3.20. Discharge slot of the cone crusher

From Fig. 3.20. it can be seen that both crushing cones form a parallel discharge slot; the length of this slot is denoted as l , and the shortest distance of both cones is marked as d . To achieve a reduction of the crushed material to the size d , every crushed particle must pass the discharge slot through the slot's smallest dimension. This means that the time of passage of each crushed particle along the length l of the slot must not be less than required for one full revolution of the crushing cone around its eccentric. This condition requires crushing cone speeds higher than those of gyratory crushers.

Size designation

The size of cone crushers is designated by the diameter of the base of the crushing cone; see dimension D in Fig. 3.20.

Rotary speed of the crushing cone

To calculate the optimum number of revolutions of the eccentric sleeve, i. e. the number of strokes of the crushing cone, the following empirical formula can be employed [39]:

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials

In der Formel bedeuten:

Anzahl der Umdrehungen der Exzenterbüchse des Brechkegels (Hubzahl) — n

Winkel des Brechkegels (s. Fig. 3.20.); dieser Winkel beträgt etwa 39–45° — α

Länge des Auslaßspaltes in m (s. Fig. 3.20.) — l

Reibungskoeffizient zwischen Brechgut und Brechkegel — f

Notation:

Number of revolutions of the eccentric of the crushing cone (stroke number)

Angle of crushing cone (see Fig. 3.20.); this angle is approximately 39–45°

Length of discharge slot, meter (see Fig. 3.20.)

Coefficient of friction between crusher feed and crushing cone

Beispiel 3.6.

Es ist die Hubzahl der Brecherwelle eines Kegelbrechers zu berechnen; $\alpha = 41^\circ$, der Reibungskoeffizient $f = 0.3$, $l = 0.13$ m.

Lösung:

Example 3.6.

Calculate the stroke number of the shaft of a cone crusher; $\alpha = 41^\circ$, the coefficient of friction $f = 0.3$, $l = 0.13$ meter.

Solution:

$$n = 133 \cdot \sqrt{\frac{\sin 41^\circ - (0.3 \cdot \cos 41^\circ)}{0.13}} = 240 \frac{\text{Upm}}{\text{rpm}}$$

Wird $\alpha = 40^\circ$ angenommen, dann ist $n = 235$ Umdrehungen/min.

If α is assumed to be 40° , then $n = 235$ rpm.

Antriebsenergie

Die Formel für die Berechnung der Antriebsenergie eines Kegelbrechers lautet:

Drive energy

The drive energy for a cone crusher is determined by the following formula:

$$N = \frac{D \cdot n (d_1^2 - d_2^2)}{0.2 \eta}$$

In der Formel bedeuten:

Antriebsmotor — PS — N

Drehzahl der Exzenterbüchse des Brechkegels (Hubzahl) Umdreh./min. — n

Mittlere Größe des Aufgabegutes in m — d_1

Mittlere Größe des gebrochenen Gutes in m — d_2

Durchmesser der Basis des Brechkegels in m — D

Wirkungsgrad des Antriebes vom Motor zur Exzenterbüchse — η

Notation:

Drive motor HP

rpm of eccentric sleeve (stroke number)

Mean size of crusher feed, meter

Mean size of crushed material, meter

Diameter of base of crushing cone, meter

Drive efficiency from motor to eccentric sleeve

Beispiel 3.7.

Zur Berechnung der Motorstärke eines Kegelbrechers sind folgende Daten gegeben:

$D = 2.1$ m, $n = 240$ U/min, $d_1 = 0.3$ m, $d_2 = 0.03$ m, $\eta = 0.85$.

Lösung:

Example 3.7.

The following figures are available for calculating the motor size of a cone crusher:

$D = 2.1$ m, $n = 240$ rpm, $d_1 = 0.3$ m, $d_2 = 0.03$ m, $\eta = 0.85$

Solution:

$$N = \frac{2.1 \cdot 240 (0.3^2 - 0.03^2)}{0.2 \cdot 0.85} = 263 \frac{\text{PS}}{\text{HP}}$$

Leistung

Die Leistungsformel für den Kegelbrecher lautet [43]:

Capacity

The capacity formula for the cone crusher is [43]:

$$Q = 6.8 \cdot D^2 \cdot d_2 \cdot n \cdot \gamma$$

3.10. Walzenbrecher

In der Formel bedeuten (außer den bereits oben benutzten Bezeichnungen):

Leistung des Kegelbrechers in t/h (metrisch) = Q
 Spezifisches Gewicht des Brechgutes in Tonnen pro Kubikmeter = γ

Beispiel 3.8.

Zur Berechnung der Leistungsfähigkeit eines Kegelbrechers sind folgende Daten gegeben: $D = 1.65$ m, $d_2 = 15$ mm = 0.015 m, $n = 240$ U/min und $\gamma = 2.6$ t/m³.

Lösung:

$$Q = 6.8 \cdot 1.65^2 \cdot 0.015 \cdot 240 \cdot 2.6 = 173 \text{ t/h}$$

3.10. Roller crusher

Notation (besides designations used in the previous formula):

Capacity of cone crusher, t/h (metric) = Q
 Specific gravity of crusher feed, tons per cubic meter = γ

Example 3.8.

The following figures are available for calculating the capacity of a cone crusher: $D = 1.65$ m, $d_2 = 15$ mm = 0.015 m, $n = 240$ rpm, and $\gamma = 2.6$ tons per cubic meter.

Solution:

Leistung
capacity

Die folgende Tabelle enthält Angaben über Kegelbrecher sowjetischer Erzeugung (Ural-Maschinenfabrik UZTM) [44].

The following table contains information about cone crushers of Soviet manufacture (Ural-Machinery Construction Plant UZTM) [44].

	Modell KSD 1650	Modell KSD 2100
Durchmesser des Brechkegels mm (D in Fig. 3.20.) Diameter of Crusher cone, mm (D in Fig. 3.20.)	1650	2100
Größe der Aufgabestücke, mm Size of crusher feed, mm	bis up to 210	bis up to 300
Weite des Auslaßspaltes, mm Setting of discharge opening, mm	25–60	30–60
Leistung — Capacity t/h (metric)	375	790
Leistungsaufnahme kW Power requirement HP	150 200	200–230 268–308
Brechergewicht — Crusher weight t	40	65

3.10. Walzenbrecher

Die Zerkleinerung im Walzenbrecher beruht darauf, daß das Brechgut zwischen zwei sich drehende Walzen gelangt und durch Druck der Walzen zerkleinert wird. Die Größe des Endkorns hängt vom Abstand beider Walzen voneinander ab. Je nach der Art des Brechgutes kann die Oberfläche der Brechwalzen glatt, gerippt oder auch mit Zähnen versehen sein. Je nach der Härte des Brechgutes können die Rippen längs oder quer zur Walzenachse ausgebildet sein.

Fig. 3.21. zeigt die Anordnung und Arbeitsweise eines Walzenbrechers. Die eine Brechwalze (1) ist im Brecherrahmen (2) starr angebracht, während die andere Walze unter Federdruck horizontal verschiebbar ist. Die elastische Federung (3) der einen Walze ist eine Sicherung gegen unbrechbares Material (Baggerzähne, Eisenteile usw.). Um während der Brecharbeit Reibung des Brechgutes an den Walzen zu verhindern, haben beide Walzen dieselbe Umdrehungsgeschwindigkeit. Der Antrieb erfolgt vom Motor über Keilriemenscheibe (4) und Zahnrad (5) auf die starre Walze und von hier aus mit Hilfe verschiedenartiger

3.10. Roller crusher

Comminution in a roller crusher is based on the passage of material between two rotating rolls which crush the material by compression. The particle size of the crushed material depends on the distance of both rolls from each other. Depending on the kind of crusher feed, the surface of the crushing rolls can be smooth, ribbed or toothed. Subject to the hardness of the crusher feed, the ribs can be arranged along or across to the axis of the rolls.

Fig. 3.21. shows the configuration and working method of a roller crusher. One of the crushing rolls (1) is rigidly installed in the crusher frame (2), whereas the other roll slides horizontally under spring pressure. The elastic springing (3) of one of the rolls is a safeguard against unbreakable material (digger teeth, tramp iron, etc). To prevent friction between crusher feed and the rolls, both crushing rolls have the same speed of rotation. The drive is off a motor through a V-belt sheave (4), and a gear wheel (5) to the fixed roll, and through a suitable linkage to the sliding roll. There are also designs with each roll being indivi-

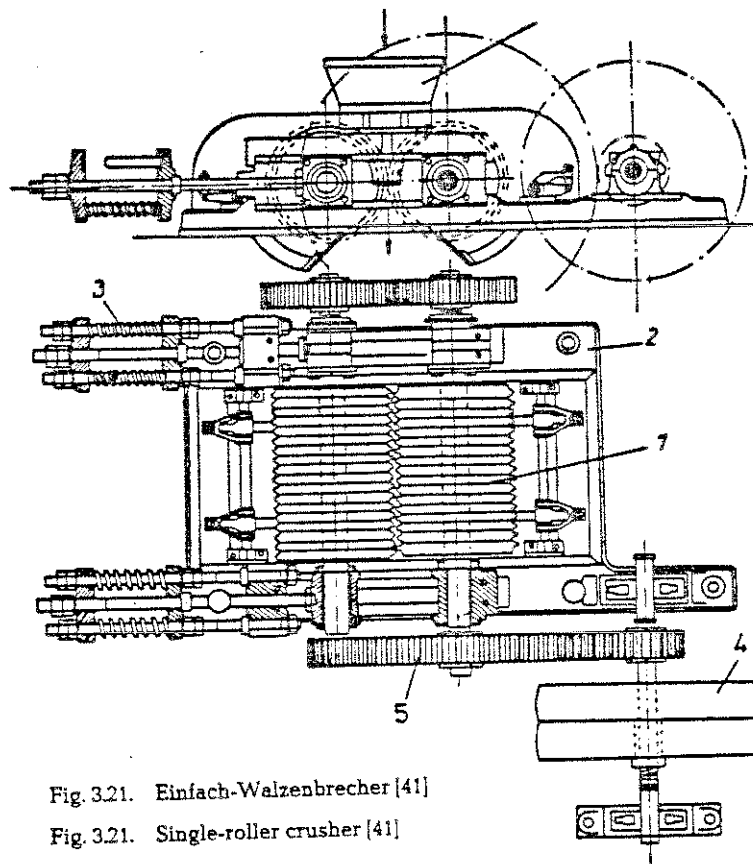


Fig. 3.21. Einfach-Walzenbrecher [41]

Fig. 3.21. Single-roller crusher [41]

Übertragungsvorrichtungen auf die bewegliche Walze. Es gibt auch Konstruktionen, bei denen jede Walze mit je einem Motor individuell angetrieben wird. Der Zerkleinerungsgrad bei Anwendung eines Walzenpaares beträgt etwa 1 : 5 bis 1 : 7. Zwecks Erreichung eines höheren Zerkleinerungsgrades in einem Walzenbrecher, d.h. um die Anwendung zweier gesonderter Brecher zu vermeiden, verwendet man zwei übereinander angeordnete Walzenpaare (Doppel-Walzenbrecher); dabei dient das obere Walzenpaar als Vorbrecher und das untere als Nachbrecher. Für spezielle Zerkleinerungsaufgaben werden auch Dreifach-Walzenbrecher hergestellt.

Fig. 3.22. zeigt das Schema eines Doppel-Walzenbrechers und in Fig. 3.23. ist ein Dreifach-Walzenbrecher dargestellt.

In der Zementindustrie wird der Walzenbrecher oft auch zur Zerkleinerung von Kohle verwendet, die zur Beheizung von Trockentrommeln dient.

Leistung

Die Durchsatzleistung des Walzenbrechers kann mit Hilfe folgender Formel bestimmt werden:

$$Q = 50 \cdot L \cdot D \cdot n \cdot d \cdot \gamma$$

In der Formel bedeuten:

Durchsatzleistung des Brechers in t/h

Walzenlänge in m

Walzendurchmesser in m

Umdrehungsgeschwindigkeit der Walzen, U/min

dualy driven by a separate motor. If one pair of rolls is employed, the reduction ratio is from 1 : 5 to 1 : 7. To gain a higher reduction ratio in one roller crusher, i.e. to avoid the use of two separate crushers, two pairs of crushing rolls, arranged one above the other, are in use (double roller crusher); in doing so, the upper pair of rolls serves as a primary crusher, whereas the lower pair functions as a secondary crusher. Also, triple roller crushers for special crushing operations are manufactured.

Fig. 3.22. shows the arrangement of a double roller crusher, and Fig. 3.23. represents a triple roller crusher.

Frequently the cement industry also employs roller crushers for the size reduction of coal, used as fuel in rotary drum driers.

Capacity

The throughput capacity of a roller crusher can be determined using the following formula:

Notation:

- Q = Throughput capacity of crusher, t/h
- L = Length of rolls, meter
- D = Diameter of rolls, meter
- n = Speed of rotation of rolls, rpm

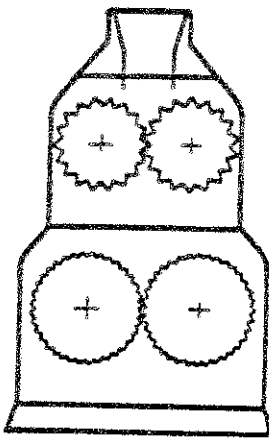


Fig. 3.22. Doppel-Walzenbrecher
Fig. 3.22. Double roller crusher

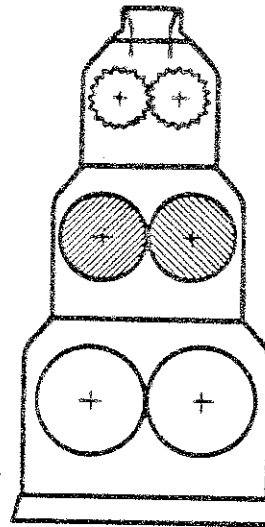


Fig. 3.23. Dreifach-Walzenbrecher
Fig. 3.23. Triple roller crusher

Breite des Brechspaltes zwischen Walzen in m = d = Width of slot between rolls, meter
Raumgewicht des gebrochenen Gutes in t/m^3 = γ = Bulk density of crushed material, t/m^3

Beispiel 3.9.

Berechne mit Hilfe obiger Formel die Durchsatzleistung eines Walzenbrechers unter Benutzung der folgenden Angaben:

$D = 1.0$ m, $L = 0.8$ m, $n = 65$ U/min, $d = 0.012$ m und $\gamma = 1.68$ t/m^3 .

Lösung:

Example 3.9.

Use the given formula to determine the throughput capacity of a roller crusher; the following figures are given:

$D = 1.0$ m, $L = 0.8$ m, $n = 65$ rpm, $d = 0.012$ m, and $\gamma = 1.68$ t/m^3 .

Solution:

$$Q = 50 \cdot 0.8 \cdot 1.0 \cdot 65 \cdot 0.012 \cdot 1.68 = 52 \text{ t/h}$$

Walzen- größe — Durchmesser mal Länge Zoll	Angenäherte Leistung			Upm Üblicher Bereich	Erforder- liche PS
	Größe des gebrochenen Gutes Zoll	Max. Größe des Aufgabe- gutes Zoll	Leistung t/h		
Size of Roll — Diameter by Face in Inches	Approx. Capacity			Rpm Usual Range	HP Req.
	Size Prod. Inch	Max. Feed Inch	Cap. t/h		
36 × 14	1/4	1 1/4	30	100–150	35
36 × 16	1/4	1 1/4	35	100–150	40
42 × 16	1/4	1 1/2	40	95–120	50
42 × 18	1/4	1 1/2	45	95–120	55
54 × 16	3/8	2	55	70–95	65
54 × 20	3/8	2	65	70–95	70
54 × 24	3/8	2	75	70–95	75
54 × 30	3/8	2	95	70–95	85
60 × 24	1/2	2 3/8	90	65–85	90
60 × 30	1/2	2 3/8	115	65–85	100
72 × 20	1/2	3	85	50–75	100
72 × 24	1/2	3	100	50–75	100
72 × 30	1/2	3	130	50–75	125
72 × 36	1/2	3	155	50–75	150

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

Die vorstehende Tabelle enthält Angaben über amerikanische Walzenbrecher [45].

Die angegebenen Leistungszahlen basieren auf Brechgut von 1.6 t/m³ Raumgewicht nach der Zerkleinerung. Die PS-Zahlen in der Tabelle beziehen sich auf mittlere Durchsatzleistungen und auf Brechgut von mittlerer Härte.

Die folgende Tabelle enthält Leistungszahlen von Walzenbrechern mit Zahnwalzen [46].

3. Coarse size reduction of raw materials

The preceding table contains specifications of roller crushers of American manufacture [45].

Capacities are based on material with a bulk density of 100 lb per cubic foot after crushing. The HP-figures in the table refer to average capacities only, and are based on medium hardness of the crusher feed.

The following table contains capacities of roller crushers with toothed rolls [46].

	Erzeuger — Manufacturer	
	Maschinenfabrik Machinery plant Novokramatorsk USSR	SKET/ZAB Dessau/DDR German Democr. Republ.
Walzendurchmesser mm Diameter of crushing rolls, inches	1100 43	1250 49
Walzenlänge mm Length of rolls, inches	1000 39	1600 63
Walzen Upm Rpm of rolls	16	15
Größe des Aufgabegutes mm Size of crusher feed, inches	bis 400 up to 15	500 19
Größe des gebrochenen Gutes mm Size of crushed material inches	0—100 0—4	0—100 0—4
Leistung beim Brechen von Ton, t/h Capacity when crushing clay, t/h (metric)	50—70	80—100
Leistungsaufnahme kW Energy requirement HP (approx.)	28 40	50 70

3.11. Hammerbrecher

Hammerbrecher sind in der Zementindustrie weit verbreitet. Sie werden zur Zerkleinerung von hartem bis mittelhartem Kalkstein verwendet; manchmal auch zur Zerkleinerung von Mergel. Hammerbrecher arbeiten mit Zerkleinerungsgraden von 1 : 60 und abhängig vom Brechgut auch bis 1 : 80. Der hohe Zerkleinerungsgrad des Hammerbrechers macht manchmal mehrstufige Brechanlagen überflüssig. Hammerbrecher werden in zwei Typen gebaut und zwar als Einwellenbrecher und als Zweiwellenbrecher. Dieser Brecher arbeitet mit der Schlagkraft der Hämmer gemäß der Formel für die kinetische Energie oder Wucht (P):

$$P = \frac{m \cdot v^2}{2}$$

Ausgehend davon hat man bei den Hammerbrechern die Masse m der Hämmer auf ein Minimum verkleinert, und dafür die Geschwindigkeit v soweit als möglich erhöht, um so die Schlagkraft der Hämmer zu erhöhen und gleichzeitig den Verschleiß herabzusetzen.

3.11. Hammer crusher

Hammer crushers are widely used in the cement industry. They are used for size reduction of hard to medium hard limestone, and sometimes for marl crushing. Hammer mills work with reduction ratios as high as 1 : 60; depending on the crusher feed, this ratio can increase to 1 : 80. Sometimes the high reduction ratio of hammer crushers does away with the need for the installation of multi-stage crushing plants. Generally two types of hammer crushers are manufactured: single shaft and double shaft hammer crushers. These crushers work with the impact effect of the hammers according to the formula for the kinetic energy or impact (P):

Starting from this point the mass of the hammers in hammer mills was reduced to a minimum while at the same time increasing the velocity v as far as possible. The result was greater impact force combined with reduced wear.

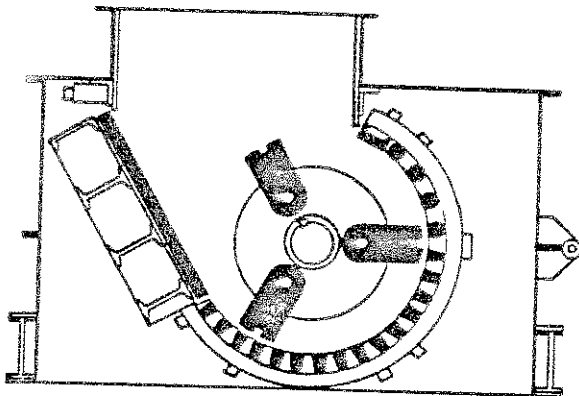


Fig. 3.24. Einwellen-Hammerbrecher

Fig. 3.24. Single rotor hammer crusher

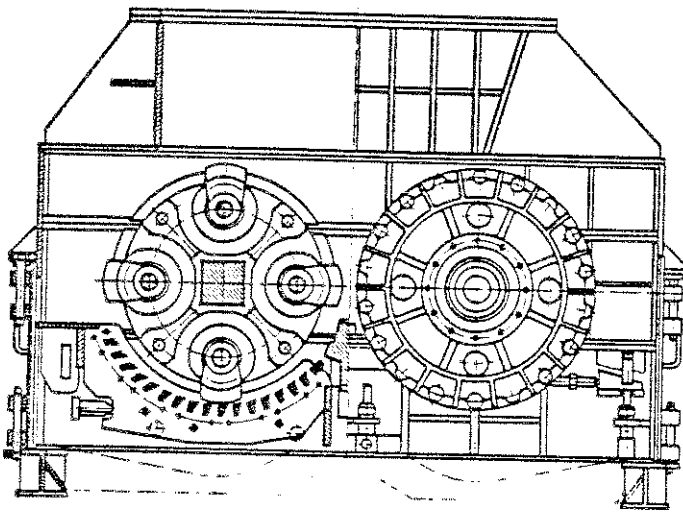


Fig. 3.25. Doppelwellen-Hammerbrecher

Fig. 3.25. Double rotor hammer crusher

In Fig. 3.24. ist das Schema eines Einwellenbrechers dargestellt.

Fig. 3.25. stellt einen Zweiwellenbrecher dar (Titan-Brecher der Firma Orenstein u. Koppel AG).

Die Herstellung des Titan-Brechers ist von der Bühler-Miag Co. an die Orenstein und Koppel AG übergegangen.

In beiden Brechertypen hat das Brecheraufgabegut zuerst den Aufgaberost, auch Vorrost genannt, zu passieren, was nach Vorzerkleinerung durch die Schlaghämmer erfolgt. Die Nachzerkleinerung erfolgt dann auf den unteren Roststäben. Durch das Vorhandensein zweier Roste kann dieser Brecher auch als zweistufiger Brecher angesehen werden. Die Einstellung des Rostspaltes bestimmt die Größe des Endkorns; die Größe des Endkorns ist ungefähr gleich der halben Rostweite. Der Rostspalt des unteren Rostes beträgt gewöhnlich 25–30 mm. Höhere Feuchtigkeit des Aufgabegutes erfordert lichte Rostspaltweiten bis zu 60 mm. Je nach der Aufgabenstellung kann die Rostspaltweite auch 200 mm betragen. Bei feuchtem und klebrigen Gut werden Dreikant-Roststäbe, sonst werden Trapez-Roststäbe eingesetzt.

Neue Modelle von Hammerbrechern werden ohne Vorrost gebaut, da sich dieses oftmals als störanfällig erwiesen hat.

Fig. 3.24. shows a schematic of a single rotor hammer mill.

Fig. 3.25. shows a double rotor hammer mill. (Titan-crusher of the Orenstein and Koppel AG, Germany).

The Bühler-Miag Co. sold the manufacturing rights of the Titan-crusher to the Orenstein and Koppel Co.

In both types of crushers the crusher feed first passes through to upper or primary grid; this follows preliminary size reduction of the material by the impact hammers. The final crushing then occurs on the bars of the lower grid. Because of the two grids with different spacings, the hammer mills can be considered two — stage crushers. An adjustment of the grid spacing controls the final particle size; the final particle size is approximately equal to one half of the grid spacing. The grid spacing of the lower grid is generally 25–30 mm. Higher moisture content of the crusher feed requires larger spacings up to 60 mm. Depending on the requirements, a spacing of 200 mm can also be applied. Moist and sticky crusher feed requires triangular grate bars; otherwise trapezoidal bars are in use.

Since the primary grid sometimes caused operational disturbances, new models of hammer crushers are build without this grid.

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials

Der Anprall der Hämmer auf das Brechgut ist nicht gleichmäßig; dadurch ist die Belastung des Brechers und des Antriebsmotors ungleichmäßig, was durch massive Schwungräder ausgeglichen wird. Im Zweiwellenbrecher ist gewöhnlich jede Achse mit einem eigenen Motor angetrieben.

The impact of the hammers upon the crusher feed is not even; this means the load upon the crusher and the drive motor is not continuous. Massive flywheels are used to stabilize the operation. The double rotor crusher has separate drive motors for each shaft.

Die auswechselbaren Schlaghämmer haben, je nach der Größe des Brechers, ein Gewicht von 20 bis 200 kg. Die chemische Zusammensetzung des Hammermaterials ist etwa:

The weight of the replacable impact hammers is in the range of 20 to 200 kg each, depending upon the crusher size. The chemical composition of the hammer steel is:

C	=	1.0–1.4	%
Si	=	0.4–1.0	%
Mn	=	12.0–14.0	%
P	=	0.06	%

Der spezifische Verschleiß der Schlaghämmer beträgt, je nach der Härte des Brechgutes, etwa 1.5 bis 3.0 g/t Brechgut. Cr-Va-Stahl hat einen Verschleiß von 3 g/t und Cr-Si-Va-Stahl weist einen Verschleiß von 2 g/t Brechgut auf [47].

Depending upon the hardness of the crusher feed, the specific wear of the impact hammers is 1.5 to 3.0 grams per ton of crushed material. The wear rate of Cr-Va-steel is 3 grams and that of Cr-Si-Va-steel was estimated to 2 grams per ton of crushed material [47].

Die Umfangsgeschwindigkeit der Hämmer beträgt etwa 25–50 m/s.

The rim speed of the hammers is in the range of 25 to 50 m/s.

Die Umdrehungszahl sowohl der Einwellen- als auch der Zweiwellenbrecher beträgt, je nach der Größe des Brechers, etwa 250–400 U/min.

The number of revolutions of both the single and double rotor crushers is in the range of 250–400 rpm, depending upon the crusher size.

Die Energieaufnahme von Einwellenbrechern beträgt etwa 1.— bis 2.— kWh/t Brechgut; Zweiwellenbrecher haben eine Energieaufnahme von 1.3 bis 1.8 kWh/t Brechgut.

The power demand of single rotor crushers is between 1.3–2.8 HPh/t; double rotor crushers have an energy demand of 1.8–2.5 HPh/t of crushed material.

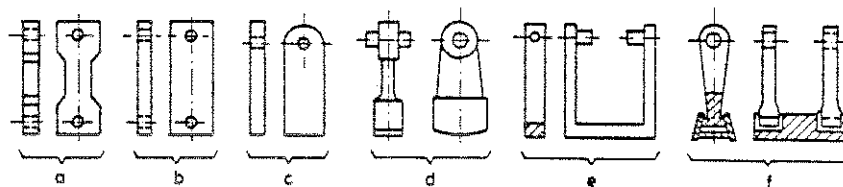


Fig. 3.26. Schlaghämmer für Hammerbrecher

Fig. 3.26. Impact hammers for hammer mills

Fig. 3.26 zeigt sechs verschiedene Ausbildungsformen von Schlaghämmer für Hammerbrecher [47a].

Fig. 3.26. shows six different design modifications of impact hammers for hammer mills [47a].

Zur Bestimmung der *Durchsatzleistung* des Hammerbrechers für Kalkstein wurde folgende empirische Formel entwickelt:

To estimate the *throughput capacity* of a hammer breaker for limestone, the following empirical formula was developed:

$$Q = (30 \div 45) \cdot D \cdot L$$

In der Formel bedeuten:

Notation:

Leistung des Hammerbrechers in m³/h

= Q

= Throughput of hammer breaker, m³/h

Kreisdurchmesser der rotierenden Hämmer in m

= D

= Rotor diameter of rotating hammers, meter

Schlagwerkslänge in m

= L

= Useful leng of rotor, meter

Beispiel 3.10

Example 3.10.

Berechne den Durchsatz eines Hammerbrechers; D = 1.7 m, L = 1.3 m.

Estimate the capacity of a hammer breaker; D = 1.7 meter, L = 1.3 meter.

$$Q = 40 \cdot 1.7 \cdot 1.3 = 88 \text{ m}^3/\text{h}$$

3.11. Hammerbrecher

3.11. Hammer crusher

Unter der Annahme, daß das Raumgewicht des gebrochenen Kalksteines 1.6 t/m³ ist, beträgt die Leistung des Brechers in Tonnen

Assuming a bulk density of the crushed limestone of 1.6 t/m³, the capacity expressed in tons is

$$88 \cdot 1.6 = 140 \text{ t/h}$$

Der erforderliche Leistungsbedarf kann nach der folgenden Formel berechnet werden:

The required power input can be calculated using the following formula:

$$N = (0.1 \div 0.15) \cdot i \cdot Q$$

In der Formel bedeuten:

Stärke des Antriebsmotors in kW

Zerkleinerungsgrad

Leistung des Brechers in t/h

Notation:
= N = Motor size, kW
= i = Ratio of reduction
= Q = Hammer mill capacity, tph

Eine andere genauere Formel zur Ermittlung des erforderlichen Leistungsbedarfs lautet:

Another, more precise formula for the derivation of the required power input reads:

$$N = \frac{G \cdot R^2 \cdot n^3 \cdot e \cdot f}{8 \cdot 100,000 \cdot \eta}$$

In der Formel bedeuten:

Stärke des Antriebsmotors in PS

Gewicht eines Hammers in kg

Kreisdurchmesser der rotierenden Hämmer in m

Rotor-Umdrehungen pro Minute

Anzahl der Hämmer

Von der Umlaufgeschwindigkeit der Hämmer abhängiger Faktor, dessen Werte in der nachstehenden Tabelle angeführt sind

Kraftübertragungsfaktor (Antriebsverluste)

Notation:
= N = Motor size, HP
= G = Weight of one hammer, kilograms
= R = Rotor diameter of rotating hammer, meter
= n = rpm of hammer rotor
= e = Number of hammers
= f = Factor depending upon the rim speed of the hammers; values of this factor are listed below
= η = Power transmission factor (mechanical losses)

f — Faktor Tabelle Table for the f — factor

Umlaufgeschwindigkeit m/sek Circumferential speed meter per second	Faktor f factor f
17	0.0220
20	0.0160
23	0.0100
26	0.0080
30	0.0030
40	0.0015

Beispiel 3.11.

Berechne den erforderlichen Leistungsbedarf für einen Zweiwellen-Hammerbrecher mit 2 × 16 Hämmer; Hammergewicht ist 30 kg; Umdrehungsgeschwindigkeit der Rotoren 250 U/min, Rotor-Durchmesser = 1.0 m, Kraftübertragungsfaktor = 0.85

Lösung:

Die Umlaufgeschwindigkeit zur Bestimmung des Faktors f beträgt

Example 3.11.

Estimate the required power input for a double rotor hammer crusher with 2 × 16 hammers, weight of one hammer is 30 kg; speed of rotors is 250 rpm, rotor diameter is 1.0 meter, and power transmission factor is 0.85

Solution:

The rim speed for determining the f-factor is

$$v = \frac{2 \pi \cdot R \cdot n}{60} = \frac{6.28 \cdot 1.0 \cdot 250}{60} = 26 \text{ m/s.}$$

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials

Der aus der vorstehenden Tabelle ermittelte Faktor f für 26 m/sek beträgt 0.008. Die erforderliche Antriebskraft für beide Motoren beträgt demnach

From the preceding table the f -factor for 26 m/s is 0.008. Thus the required drive energy for both motors is

$$N = \frac{30 \cdot 1^2 \cdot 250^3 \cdot 32 \cdot 0.008}{8 \cdot 100,000 \cdot 0.85} = 176 \frac{\text{PS}}{\text{HP}}$$

Es sind demnach zwei Motoren mit je 88 PS oder 65 kW anzuwenden; hierbei ist die im Handel erhältliche nächst höhere Motorgröße zu wählen.

Hence, two motors with 88 HP or 65 kW each should be provided; the next higher available motor size should be selected.

In Fig. 3.27. ist eine Normalanordnung einer mit einem Doppelwellen-Hammerbrecher ausgerüsteten Zerkleinerungsanlage dargestellt (Orenstein u. Koppel AG, Ennigerloh, BRD).

Fig. 3.27. shows a standard arrangement of a crushing plant with a double rotor hammer crushing (Orenstein and Koppel AG, Ennigerloh, W. Germany).

Fig. 3.28. zeigt eine zweistufige Brechanlage für Vor- und Nachzerkleinerung, ausgerüstet mit Doppelwellen-Hammerbrechern für große Leistungen (Orenstein u. Koppel AG, Ennigerloh, BRD).

Fig. 3.28. shows a two-stage crushing plant for primary and secondary crushing, equipped with high capacity double rotor hammer crushers (Orenstein and Koppel AG, Ennigerloh, W. Germany).

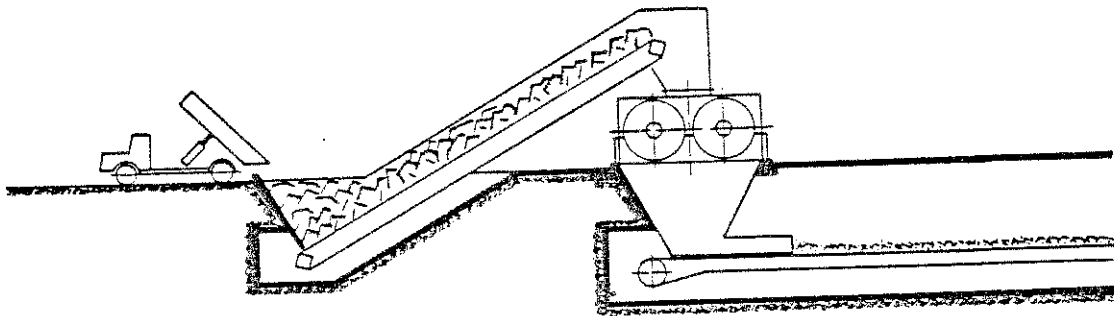


Fig. 3.27. Zerkleinerungsanlage mit Doppelwellen-Hammerbrecher

Fig. 3.27. Crushing plant with double rotor hammer crusher

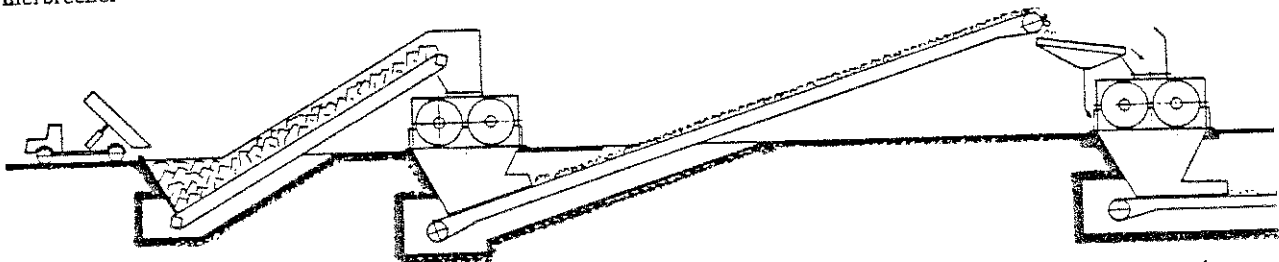


Fig. 3.28. Zweistufige Brechanlage für Vor- und Nachzerkleinerung

Fig. 3.28. Two-stage crushing plant for primary and secondary crushing

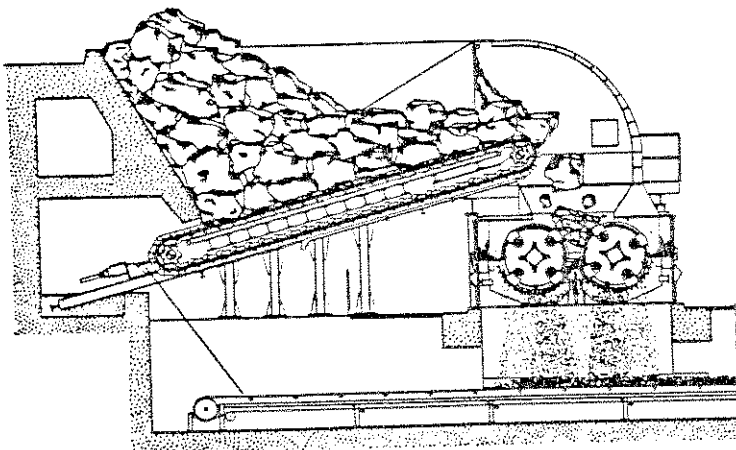


Fig. 3.29. Doppelwellen-Hammerbrecher — Querschnitt und Arbeitsschema

Fig. 3.29. Double rotor hammer crusher — cross-section and operating diagram

Fig. 3.29. zeigt den Querschnitt und das Arbeitsschema eines Doppelwellen-Hammerbrechers in Normalausführung (Orenstein u. Koppel AG, Ennigerloh, BRD).

Die folgende Tabelle enthält technische Angaben über den O+K Doppelwellen-Hammerbrecher „Titan“ für Brechleistungen von 220 bis 2000 t/h.

Fig. 3.29. shows the cross-section and the operating diagram of a double rotor hammer crusher in standard design (Orenstein and Koppel AG, Ennigerloh, W. Germany).

The following table contains technical data for the O+K double rotor hammer crusher "Titan" for crushing capacities from 220 to 2000 metric t/h.

Größen und Leistungsangaben von Doppelwellen-Hammerbrechern Sizes and capacities of double rotor hammer crushers			
Einfallöffnung mm Feeding aperture mm	Aufgabegröße mm Max. feed size mm	Leistung für Körnung 0–25 mm für mittelharten Kalkstein, t/h Capacity in tons/h for medium hard lime stone fineness, 0–25 mm	Kraftbedarf für mittelharten Kalkstein, kW Power consumption for medium hard lime stone, kW
1435 × 1700	1400	220	2 × 170
1675 × 1700	1600	260	2 × 200
1350 × 2000	1300	400	2 × 300
1570 × 2200	1500	480	2 × 360
1730 × 2000	1700	530	2 × 400
2010 × 2200	2000	640	2 × 480
2050 × 2800	2000	880	2 × 660
2350 × 2800	2300	1000	2 × 750
2650 × 2800	2600	1200	2 × 900
2230 × 3300	2200	1500	2 × 1200
3110 × 3300	3000	2000	2 × 1600

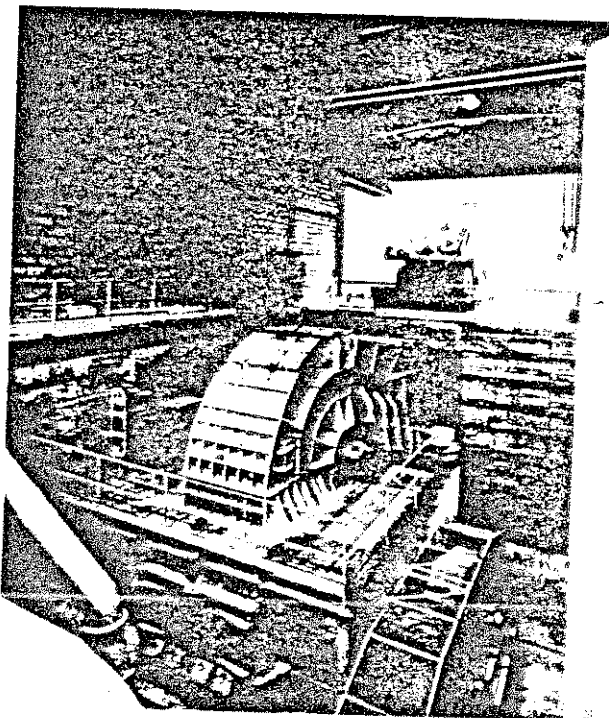


Fig. 3.30. Doppelwellen-Hammerbrecher

Fig. 3.30. Double rotor hammer crusher

Fig. 3.30 zeigt eine komplette Zerkleinerungsanlage, ausgerüstet mit einem Doppelwellen-Hammerbrecher „Titan“ der Orenstein u. Koppel AG, Ennigerloh, BRD.

Fig. 3.30 shows a complete crushing plant equipped with a double rotor hammer crusher "Titan", manufactured by Orenstein and Koppel AG, Ennigerloh, W. Germany.

Zum Auswechseln der Verschleißteile liefern die Hersteller von Ein- und Zweiwellenhammerbrechern elektrische und hydraulische Hilfsgeräte, wie z. B. Rostkorbausziehwagen, Hammerachsenauswechselvorrichtung oder Hilfskräne (siehe Fig. 3.30.a.) [255a].

For replacement of wear parts the manufacturers of single and double rotor hammer crushers supply also electrical and hydraulic auxiliary equipment as e.g. grate cage extractors, hammer shaft renewal arrangements or auxiliary cranes (see Fig. 3.30.a.) [255a].

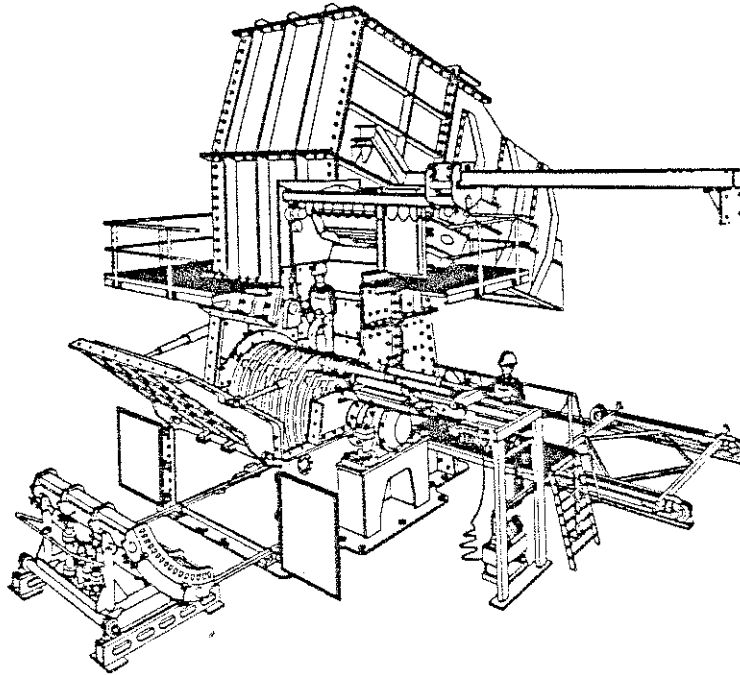


Fig. 3.30.a. Auswechseln von Verschleißteilen bei Hammerbrechern

Fig. 3.30.a. Replacement of wear parts of hammer crushers

Die am Anfang dieses Abschnittes angeführte Gleichung für die kinetische Energie des Hammers ist nur eine der physikalischen Grundgleichungen für die Erklärung von Zerkleinerungsvorgängen in Prallzerkleinerungsmaschinen. Die dynamischen Verhältnisse am Hammer und die Verhältnisse der Zerkleinerungsbeanspruchung am Brechgutstück sind komplex und schwer zu durchschauen; sie erschweren eine exakte Berechnung der Beanspruchungsverhältnisse. Es wurde versucht, anhand einer vereinfachten physikalischen Vorstellung und durch geeignete Messungen Gleichungen zu entwickeln, um die dynamischen Verhältnisse zu beschreiben. Es wurden entwickelt:

1. Gleichung für den Massenkoeffizient
2. Gleichung für die Wirkleistung bei der Zerkleinerung
3. Gleichung für die Größe des Antriebsmotors

Auf der Basis dieser Grundlagen sind die Hammerbrecher der KHD Humboldt Wedag AG, Köln, aufgebaut. Die folgende Tabelle enthält Leistungsdaten von KHD Hammerbrechern.

Fig. 3.31. zeigt ein Schnittbild des Humboldt-Wedag-Doppelwellen-Hammerbrechers.

Bei der Zerkleinerung der Zementrohstoffe werden den Doppelwellen-Hammerbrechern von der Brech-

The equation for the kinetic energy of the hammer, quoted at the beginning of this section, is only one of the basic physical equations for the explanation of comminution processes, when applying size reduction machinery working by impact. The dynamic conditions of the hammer and the comminution stress of the rock are complex, and hard to comprehend; therefore, an exact calculation of the stress conditions is difficult. Based on a simplified physical conception, supported by proper measurements, an effort was made to develop equations for the description of the dynamic conditions. The following equations were developed:

1. Equation for the hammer efficiency
2. Equation for the effective comminution capacity
3. Equation for the size of the drive motor

On the basis of these findings, the KHD Humboldt Wedag AG, W.Germany, designed its hammer crushers. The following table contains capacity data of these hammer crushers.

Fig. 3.31. shows a cross-section of the Humboldt-Wedag double rotor hammer crusher.

The material crushed in double rotor hammer crushers is limited to certain characteristics of its proper-

Humboldt-Wedag Doppelwellen-Hammerbrecher, Baugrößen und Durchsatz Humboldt-Wedag Double rotor hammer crusher, construction sizes and capacities				
HDS	Rotor Ø × Breite mm	Maximale Stückgröße der Aufgabe mm	Durchsatz ¹⁾ bei s = 30 mm t/h	Motorleistung ¹⁾ kW
HDS	Rotor diameter × width mm	Maximum feed size mm	Throughput ¹⁾ at s = 30 mm t/h	Motor size ¹⁾ kW
1600	1600 × 1600	1000	100 ÷ 250	200 ÷ 400
1800	1800 × 1800	1200	250 ÷ 350	400 ÷ 600
2000	2000 × 2000	1400	350 ÷ 500	600 ÷ 900
2200	2200 × 2200	1400	500 ÷ 650	900 ÷ 1100
2400	2400 × 2400	1600	650 ÷ 800	1100 ÷ 1500
2600	2600 × 2600	1600	800 ÷ 1100	1500 ÷ 2000

¹⁾ Durchsatz und Motorleistung richten sich nach der Rostspaltweite s und den Brechguteigenschaften
Capacity and motor size depend on the grid spacing s, and on the material properties

gutseite bestimmte Grenzen des Einsatzes gesetzt. Diese Grenzen sind (nach KHD Humboldt Wedag AG):

Druckfestigkeit des Rohstoffes < 200 N/mm²
(2000 kg/cm²)

Mohs'sche Härte < 4.5

Feuchtigkeit max. 25–30 %

Tongehalt bis 30 %

Bei der Zerkleinerung mit Einwellen-Hammerbrechern soll die Rohstofffeuchtigkeit nicht mehr als 10 % betragen und der Tongehalt darf 20 % nicht übersteigen. Auch vom Verschleiß her sind dem Einsatz von beiden Hammerbrecher-Bauarten Grenzen gesetzt. Der zu erwartende spezifische Nettoverschleiß der Hämmer darf nicht mehr als 5 g/t betragen.

ties. These limits are (according to KHD Humboldt Wedag AG):

Compressive strength < 200 N/mm²
(2000 kg/cm²)

Mohs hardness < 4.5

Moisture max. 25–30 %

Clay content max. 30 %

When operating a one-rotor hammer crusher, the moisture content of the crusher feed should not exceed 10 %; the clay content is limited to 20 %. Also the wear rate is limited for both types of crushers. The expected specific net wear rate of the hammers should not exceed 5 grams/t (metric).

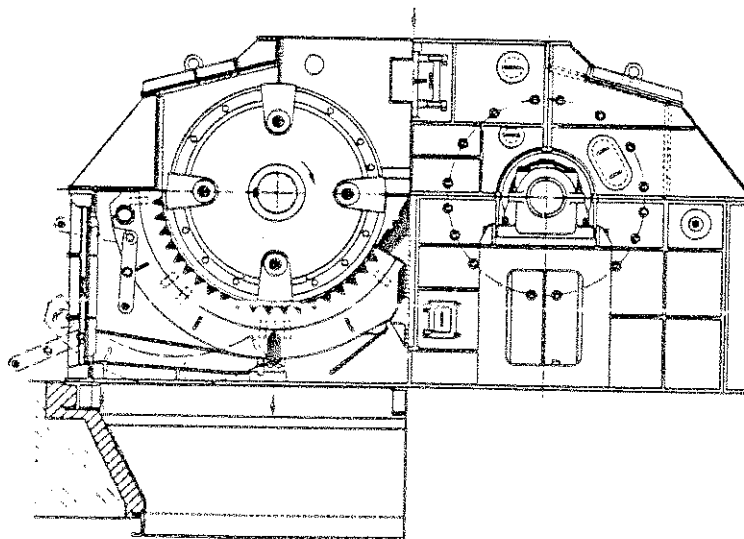


Fig. 3.31. Humboldt-Wedag-Doppelwellen-Hammerbrecher

Fig. 3.31. Humboldt-Wedag double rotor hammer crusher

3.12. Prallbrecher

Die Prallzerkleinerung ist ein dynamischer Vorgang. Im Prallbrecher finden drei Zerkleinerungsvorgänge statt. Der erste Vorgang, die Hauptzerkleinerung, erfolgt in dem Moment, wenn die auf einem Rotor befestigten Schlagleisten auf das Brechgut prallen. Die im Brecher angeordneten Prallplatten haben in erster Linie eine Leitfunktion; das gegen sie geschleuderte Gut wird in den Brechraum zurückgeworfen, wo es erneut der Arbeit der Schlagleisten ausgesetzt wird, bis es durch den Spalt zwischen Rotor und Unterkante der Prallplatte entweicht. Der zweite Zerkleinerungsvorgang tritt durch Aufprall des Brechgutes auf die Prallplatten ein. Der dritte Zerkleinerungsvorgang erfolgt durch Gegeneinanderprallen von Brechgutstücken. In diesem System ist jedoch die Prallwirkung die dominierende Komponente der Zerkleinerungsarbeit. Die Zerschlagung oder Zerkleinerung des Brechgutes erfolgt entsprechend den natürlichen Spaltflächen. Deshalb kann für Prallzerkleinerung nur sprödes Steinmaterial von mittlerer Härte verwendet werden, da sich plastische Materialien an der Prallwand nicht zerschlagen.

Prallbrecher bestehen aus einem oder aus zwei mit Schlagleisten versehenen Rotoren, die mit etwa 24–45 m/s Umfangsgeschwindigkeit arbeiten und so dem Brechgut die zur Prallzerkleinerung notwendige Geschwindigkeit geben. Die Zerkleinerungsenergie ist demnach von der Umfangsgeschwindigkeit des Rotors abhängig. Jede Gesteinsart erfordert eine entsprechende Umfangsgeschwindigkeit, um einen maximalen Durchsatz mit der günstigen Endkorngröße zu erhalten. Niedrige Umfangsgeschwindigkeit ergibt grobes Endkorn und umgekehrt, höhere Umfangsgeschwindigkeit ergibt kleines Endkorn. Der spezifische Arbeitsbedarf beträgt 0.45–1.0 kWh/t. Der gesamte Stahlverschleiß liegt zwischen 0.3 und 3 g/t Durchsatz; dies umfaßt die Schlagleisten, Prallplatten und Prallstangen. Der Stahlverschleiß hängt eng zusammen mit der Rotorumfangsgeschwindigkeit; er steigt quadratisch mit der Umfangsgeschwindigkeit [47].

3.12. Impact crusher

Crushing by impact is a dynamic operation. Size reduction by the impact crusher ensues in three procedures. The first procedure, i.e. the main size reduction is carried out by striking, i.e. by impact of the impeller bars to the crusher feed. The purpose of the breaker plates arranged inside the crusher, is to function as deflecting plates; the material thrown against them, is reflected back into the crushing compartment, where it is again hit by the impeller bars, until it leaves the crusher through the slot between rotor and the lower edge of the breaker plate. The second size reduction process is carried out by impact of the material against the breaker plates. The third size reduction step occurs by crashing of the material chunks against each other. However, in this system the predominant component of size reduction is the effect of impact. The breakage or size reduction follows along natural cleavage lines, i.e. where cohesion is low. Thus, crushing by impact can be applied only to brittle rocks, since plastic material does not shatter when impacting against breaker bars or plates.

Impact breakers consist of one or two impellers which are supplied with impeller bars. The circumferential speed of the impellers is approximately 24–45 m/s. This speed is necessary to impart the required velocity on the crusher feed. Thus the size reduction energy depends on the circumferential speed of the impeller. Each kind of rock requires an appropriate circumferential speed to get the maximum throughput with the most advantageous particle size. Low circumferential speed generates coarse particle sizes, and vice versa. The specific energy consumption is 0.6–1.4 HPh/t. The total steel wear is in the range of 0.3–3 grams/t throughput; this includes the impeller bars, the breaker plates and the breaker bars. The steel wear depends directly on the rotor's circumferential speed; the wear increases with the square of the circumferential speed [47].

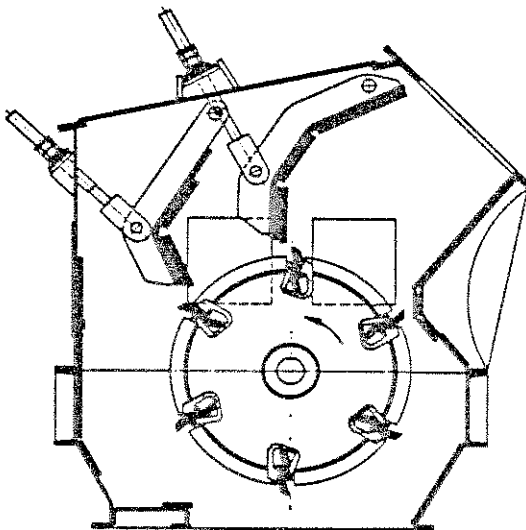


Fig. 3.32. Einwellen-Prallbrecher — Anordnung der Prallplatten

Fig. 3.32. Single impeller impact crusher — arrangement of breaker plates

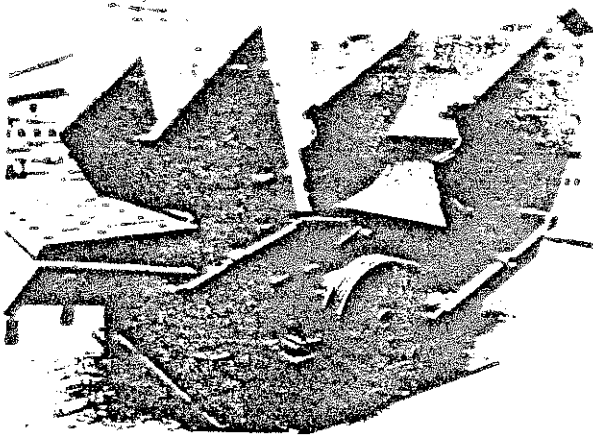


Fig. 3.32a. Prallraumgestaltung eines Prallbrechers

Fig. 3.32a. Shaping of the impact compartment of an impact crusher

In einem Einwellen-Prallbrecher sind die Prallplatten in einem entsprechenden Abstand um den Rotor angeordnet, wie es in Fig. 3.32. dargestellt ist (Hazemag Bulletin EH 1236087).

Die Prallraumgestaltung ist für das Zerkleinerungsverhalten unterschiedlicher Materialien sehr wichtig; deshalb hat die Firma Orenstein u. Koppel Prallwände und Prallbahnen entwickelt, die nahezu jede Brechraumgestalt ermöglichen. Prallwerke können ausgetauscht werden, um den Brechraum dem Aufgabegut und dem gewünschten Austragsgut anzupassen (siehe Fig. 3.32a. der Orenstein u. Koppel [O + K] AG).

Eine andere Anordnung des Rotors und der Prallplatten ist in Fig. 3.33. dargestellt. Dieser Brecher ist zusätzlich noch mit Prallstangen ausgerüstet.

In Fig. 3.34. ist die Prallwirkung eines Doppelwellen-Prallbrechers dargestellt.

In a single impeller impact crusher the breaker plates are arranged in a suitable distance around the impeller, at it is shown in Fig. 3.32. (Hazemag Bulletin EH 1236087).

The shaping of the impact compartment is very important for the comminution behavior of different materials. Therefore, the Orenstein & Koppel Co. developed impact walls and impact trajectories which render almost each shape of crushing space. Impactors can be exchanged to adjust the crushing space to the crusher feed as well as to the desired material discharged by the crusher (see Fig. 3.32a. — Orenstein & Koppel [O + K] AG).

Fig. 3.33. shows another arrangement of the impeller and the breaker plates. This crusher is also supplied with breaker bars.

Fig. 3.34. shows the impact action of a double impeller impact crusher.

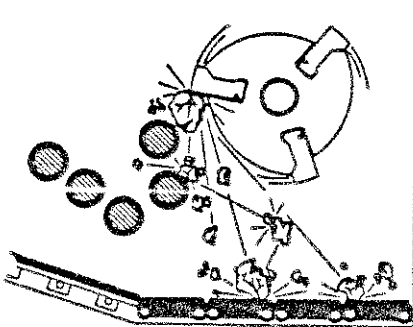


Fig. 3.33. Einwellen-Prallbrecher — Prallplatten und Prallstangen

Fig. 3.33. Single impeller crusher — breaker plates and breaker bars

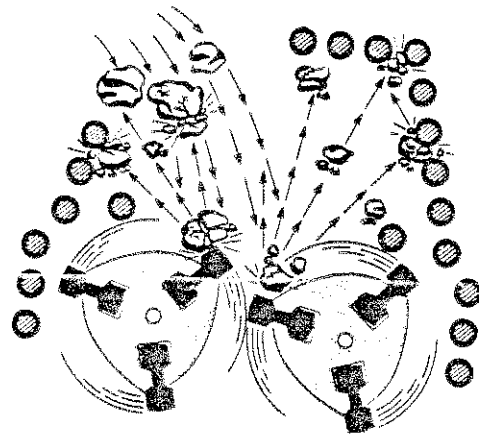


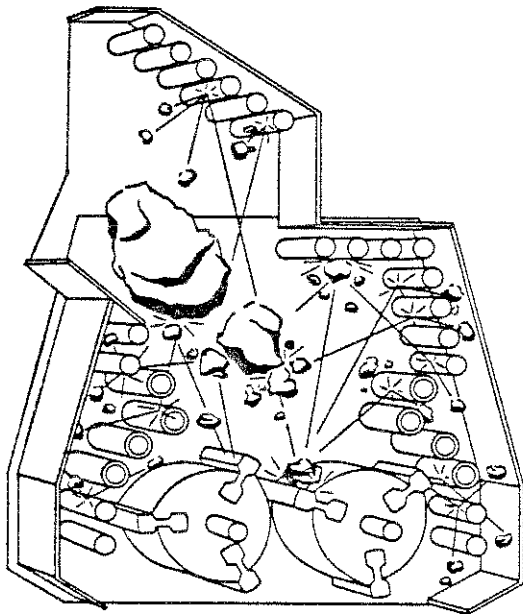
Fig. 3.34. Prallwirkung eines Doppelwellen-Prallbrechers

Fig. 3.34. Impact action of a double impeller impact crusher

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

Dieser Prallbrecher ist nur mit Prallstangen ausgerüstet, an denen das Brechgut zerschellt; Prallplatten sind hier nicht vorhanden. Die Prallstangen wirken nicht als Fallrost; sie sind ein Teil des Prallzerkleinerungssystems. Das Verkleinerungsverhältnis von Doppelwellen-Prallbrechern ist abhängig vom Meßpunkt im Körnungsdiagramm. Es beträgt 1:40 bis 1:50.

Fig. 3.35. zeigt einen Doppelwellen-Prallbrecher mit Gehäuse (Fig. 3.33, 3.34. u. 3.35.: Iowa Manufacturing Co., Bulletin DI-1).



3. Coarse size reduction of raw materials

This impact crusher is equipped only with breaker bars on which the rocks are dashed into pieces. There are no breaker plates. The breaker bars do not act as a grid. They are part of the size reduction system. The degree of size reduction of double impeller crushers depends on the measuring point in the particle size diagram. It is in the magnitude of 1:40 to 1:50

Fig. 3.35. shows a double impeller impact crusher with housing (Fig. 3.33, 3.34 and 3.35.: Iowa Manufacturing Co., Bulletin DI-1).

Fig. 3.35. Doppelwellen-Prallbrecher mit Gehäuse

Fig. 3.35. Double impeller impact crusher with housing

Tabelle 3.12.1.

Table 3.12.1.

Einwellen-Prallbrecher Single impeller impact crusher				
Größe Size	36-48-1 R	48-50-1 R	50-56-1 R	60-72-1 R
Einlaß-Öffnung, cm Feed opening, cm	91 × 122	122 × 127	127 × 142	152 × 183
Rotor Durchmesser, cm Rotor Diameter, cm	94	94	102	132
Gewicht des Rotors, kg Weight of rotor, kg	3587	5000	6965	10.080
Rotor U/min — Rotor Rpm	550 — 900	550 — 900	480 — 780	300 — 575
Antriebsmotor kW Drive motor HP	75 — 112 100 — 150	112 — 150 150 — 200	150 — 225 200 — 300	225 — 300 300 — 400
Durchsatz-Capacity t/h* ^{up to} bis	250	400	600	1000
Max. Größe des gebrochenen Gutes, mm Max. product size, mm	50	75	100	100 — 125
* short ton (907 kg)				

3.12. Prallbrecher

Die Schlagstangen sind mit Manganstahlrohren umhüllt, die nach Abnutzung rasch ersetzt werden können.

Hartes und zähes Gestein läßt sich im Prallbrecher nur schwer zerkleinern. Die Verarbeitung solchen Gesteins in herkömmlichen Prallbrechern bringt hohe Unterhaltungs- und Betriebskosten mit sich. Sie ist aus diesem Grunde unwirtschaftlich. Für solche Fälle wurde z. B. der Humboldt-Wedag-Hardopact entwickelt (siehe Fig. 3.38.). Ebenso sind die konventionellen Hartzerkleinerungsmaschinen wie Backenbrecher, Kreiselbrecher und Hammerbrecher angemessen und wirtschaftlich.

Tabelle 3.12.1. enthält Größen und Leistungen von Einwellen-Prallbrechern (Kennedy Van Saun, York, Pa., USA., Bulletin 663).

KHD Humboldt Wedag AG haben für den Prallbrecherbetrieb folgende praxisnahe Gleichung für die Größe des zu installierenden Motors aufgestellt:

$$N = 0.0102 \frac{Q}{g} \cdot Cu^2 \cdot 3.6 \text{ (kW)}$$

Erklärung:

Durchsatz bei einmaligem Durchgang in kg/s

Erdbeschleunigung in m/s²

Umfangsgeschwindigkeit des Rotors, m/s

Konstante

= Q

= g

= Cu

= 3.6

Notation:

Throughput in single pass, kg/sec

Acceleration due to gravity, m/sec²

Circumferential speed of the rotor, m/sec

Constant

KHD Humboldt Wedag AG erzeugt drei verschiedene Typen von Prallbrechern, und zwar

Grob-Prallbrecher PEG,

Fein-Prallbrecher PEF

Hartgestein-Prallbrecher „Hardopact“.

Die folgenden Abbildungen 3.36., 3.37. und 3.38. zeigen Querschnitte der drei genannten Prallbrecher.

3.12. Impact crusher

The breaker bars have replaceable manganese sleeves which can be easily replaced after they are worn out by use.

Rocks of extreme hardness are rather difficult to comminute in an impact crusher. Reduction of such rocks in conventional impact crushers requires high maintenance and operating costs, which in this case is uneconomical. For such cases, the Humboldt-Wedag Hardopact crusher was developed (see Fig. 3.38.). Likewise conventional size reduction machinery such as jaw crushers, gyratory crushers, and under certain conditions, also hammer crushers, are appropriate and economical.

Table 3.12.1. contains sizes and capacities of single rotor impact crushers (Kennedy Van Saun, York, Pa., USA., Bulletin 663).

For practical determination of the motor size for an impact crusher, the KHD Humboldt Wedag AG developed the following formula:

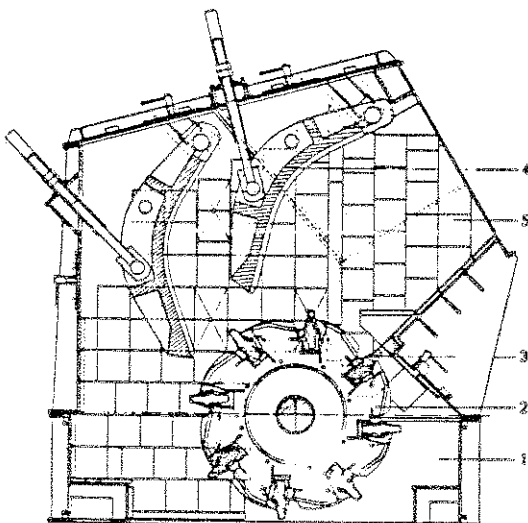
KHD Humboldt Wedag AG manufactures three different types of impact crushers, namely:

The coarse impact crusher PEG,

The fine size impact crusher PEF, and

The hard rock impact crusher „Hardopact“.

The following illustrations 3.36., 3.37. and 3.38. show cross-sections of the three above quoted impact crushers.



1 Prallbrecher-Gehäuse = Impact crusher housing

2 Rotor = Rotor

3 Einschiebeschlagleisten = Insertable impact bars

4 Prallschwinge = Impact beam

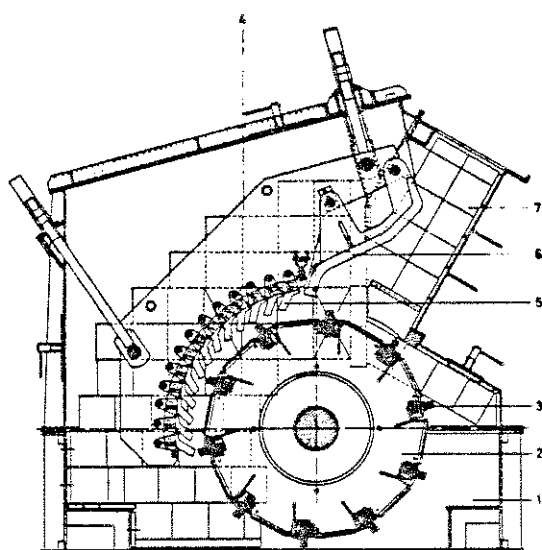
5 Gehäusepanzerplatten = Housing steel lining

Fig. 3.36. Humboldt-Wedag-Grob-Prallbrecher PEG

Fig. 3.36. Humboldt-Wedag coarse impact crusher PEG

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials



- 1 Prallbrecher-Gehäuse = Impact crusher housing
- 2 Rotor = Rotor
- 3 Einschiebeschlagleisten = Insertable impact bars
- 4 Prallwerk = Impact beam
- 5 Prallplatten = Impact plate
- 6 Vorschwinge (für Grob- und Feingutaufgabe) = Input beam (for coarse or fine feed)
- 7 Gehäusepanzerplatten = Housing steel lining

Fig. 3.37. Humboldt-Wedag-Fein-Prallbrecher PEF

Fig. 3.37. Humboldt-Wedag fine size impact crusher PEF

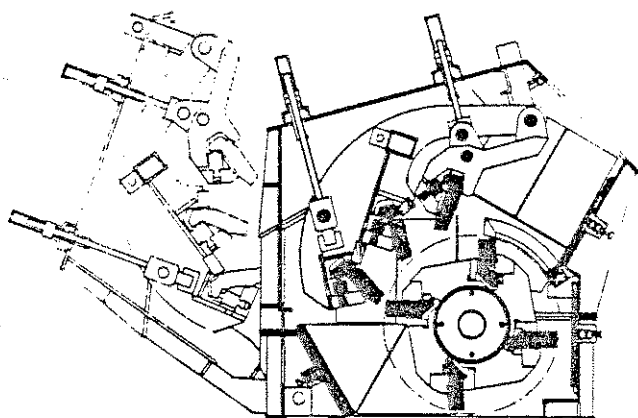


Fig. 3.38. Humboldt-Wedag-Hartgestein-Prallbrecher „Hardopact“

Fig. 3.38. Humboldt-Wedag hard rock impact crusher "Hardopact"

Grob-Prallbrecher PEG: Das Haupteinsatzgebiet dieses Prallbrechers ist die Vorzerkleinerung von Rohmaterialien wie Kalkstein, Kreide, Gips, Kohle u. a. zu Produktkörnungen von 0–150 mm bei Durchsätzen bis 1500 t/h und maximal zulässigen Aufgabestückgrößen von 1600 mm Kantenlänge. Tabelle 3.12.2. enthält Baugrößen und Leistungsdaten des PEG Grob-Prallbrechers. Hier sei bemerkt, daß der Durchsatz und die erforderliche Antriebsleistung vom Brechgut und der gewünschten Endkörnung abhängig sind.

Bei der Zerkleinerungsarbeit werden den Prallbrechern von der Brechgutseite bestimmte Grenzen des Einsatzes gesetzt. Für den PEG Grob-Prallbrecher sind diese Grenzen wie folgt:

Druckfestigkeit des Rohstoffes	< 250 N/mm ² (2500 kg/cm ²)
Mohs'sche Härte	< 4,5
Feuchtigkeit	max. 20 %
Quarzgehalt	< 10 %
Tongehalt	0 %
Spezifischer Verschleiß	max. 10 g/t

Coarse impact crusher PEG: This impact crusher is mainly applied for the first stage of comminution of cement raw materials such as limestone, chalk, gypsum, coal, etc., from a maximum feed size of 1600 mm edge length, down to a product size of 0–150 mm at a capacity of 1500 metric t/h. Table 3.12.2. contains construction sizes and capacities of the PEG coarse impact crusher. It should be mentioned that the capacity and the necessary drive power depend on the characteristics of the crusher feed and on the required product size.

The size reduction work of impact crushers is limited to certain quality characteristics of the crusher feed. For the PEG coarse impact crusher these quality limits are:

Compressive strength of the raw material	< 250 N/mm ² (2500 kg/cm ²)
Mohs hardness	< 4,5
Moisture	max. 20 %
Quartzite content	< 10 %
Clay content	0 %
Specific wear rate	max. 10 grams/t

Tabelle 3.12.2.

Table 3.12.2

PEG	100/70	100/105	125/105	125/140	160/140	160/210	200/220	200/330	250/220	250/330
Einlauf- querschnitt mm inlet cross-section	740 × 640	1090 × 640	1090 × 800	1440 × 800	1440 × 1020	2140 × 1020	2250 × 1570	3350 × 1750	2250 × 1800	3350 × 1800
max. Aufgabe- stückgröße mm max. feed size	500	600	750	800	900	1000	1200	1500	1500	1600
Durchsatz Throughput m ³ /h	30	30–50	50–80	80–110	110–170	170–270	270–400	470–780	460–760	760–1000
Antriebs- bedarf kW Power input	37	37–60	60–90	90–132	132–200	200–330	330–550	550–900	550–900	900–1200
Gewicht Weight kg	7200	9800	13,600	16,400	28,800	37,600	72,000	102,000	112,600	144,000

Fein-Prallbrecher PEF: Dieser Fein-Prallbrecher wird hauptsächlich für die Feinzerkleinerung von Zementrohmaterialien und Kohle zu Produktkörnungen von 0–45 mm, bei Durchsätzen bis 1400 t/h und maximal zulässigen Aufgabestückgrößen bis 750 mm Kantenlänge verwendet. Tabelle 3.12.3. enthält Baugrößen und Leistungsdaten des PEF Fein-Prallbrechers. Auch hier gilt, daß der Durchsatz und der erforderliche Arbeitsbedarf von der gewünschten Endkörnung abhängig sind.

Fine size impact crusher PEF: The main domain of application of the PEF impact crusher is the fine size reduction of cement raw material and coal, from a feed size of maximum 750 mm edge length to a product size of 0–45 mm, at a capacity of 1400 metric t/h. Table 3.12.3. contains construction sizes and capacity data of the PEF fine size impact crusher. Also with this crusher, the capacity and the necessary power input depend on the characteristics of the crusher feed and on the requirements concerning the product size.

Tabelle 3.12.3.

Table 3.12.3.

PEF	80/70	100/70	100/105	125/105	125/140	160/140	160/210	200/220	250/220	250/330
Einlauf- querschnitt mm inlet cross-section	200 740 × 300	200 740 × 350	200 1090 × 350	250 1090 × 450	250 1440 × 450	350 1440 × 550	350 2140 × 550	400 2250 × 600	550 2250 × 800	550 3360 × 800
max. Aufgabe- stückgröße mm max. feed size	200	250	300	350	400	450	500	550	700	750
Durchsatz Throughput m ³ /h	10–20	15–30	25–45	45–70	70–95	95–150	150–230	230–400	400–600	600–900
Antriebs- bedarf kW Power input	15–22	30–45	45–75	70–90	90–132	132–200	200–300	300–500	500–800	800–1000
Gewicht Weight kg	5900	7100	8600	12,100	14,800	22,800	28,300	55,800	81,500	110,000

Die Grenzen des Einsatzes für den PEF Fein-Prallbrecher sind:

Druckfestigkeit des Rohstoffes < 250 N/mm²
(2500 kg/cm²)

Mohs'sche Härte < 4.5

Feuchtigkeit max. 10 %

Quarzgehalt < 10 %

Tongehalt 0 %

Spezifischer Verschleiß max. 10 g/t

The limits of application of the PEF fine size impact crusher are:

Compressive strength of the raw material < 250 N/mm²
(2500 kg/cm²)

Mohs hardness < 4.5

Moisture max. 10 %

Quartzite content < 10 %

Clay content 0 %

Specific wear rate max. 10 grams/t

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials

Hartgestein-Prallbrecher „Hardopact“: Für hartes und zähes Gestein hat die KHD Humboldt Wedag AG einen speziellen, seit 1965 auf dem Markt befindlichen Hartgestein-Prallbrecher entwickelt. Der Hartgestein-Prallbrecher wird in der Zementindustrie dort angewandt, wo es sich um Zerkleinerung von Eisenerz und Quarzit als Korrekturkomponenten für die Zementherstellung handelt. Auch Schlacken lassen sich mit diesem Prallbrecher wirtschaftlich zerkleinern.

Überhaupt eignet sich dieser Brecher für die Zerkleinerung von Gesteinen hoher Mohs'schen Härtegrade, mit Druckfestigkeiten über 250 N/mm² (2500 kg/cm²) und solchen mit hohem SiO₂-Gehalt. Dieser Brecher wird in sechs Größen gebaut. Sein Durchsatz liegt bei 400 mm Aufgabestückgröße und Produktkörnungen von 0–35 mm zwischen 50 t/h und 240 t/h.

Durch den Einsatz eines 2-Zonen-Prallwerkes kann der Durchsatz auf zwischen 65 t/h und 320 t/h (je nach Baugröße) erhöht werden, wenn die hohe Qualität der Produktkörnung (Kubizität, Druckfestigkeit) des üblichen 3-Zonen Prallwerkes nicht erforderlich ist. Dabei erhöhen sich Gewicht und Antriebsbedarf.

Als besondere Eigenschaften dieses Brechers werden vom Hersteller die niedrigen Verschleiß- und Energiekosten genannt, die vor allem durch die niedrige Umfangsgeschwindigkeit des Rotors von 22–30 m/s erzielt werden. Die Tabelle 3.12.4. enthält Baugrößen und Leistungsdaten des Hardopact-Prallbrechers [47], 47k, 47l, 47m].

Hard rock impact crusher „Hardopact“: For hard and stabile rocks, the manufacturer developed a special hard rock impact crusher, which is on the market since 1965. In the cement industry, the application of the hard rock impact crusher is for size reduction of iron ore and quartzite as corrective ingredients for the proper cement raw mix composition; also comminution of slags can be economically performed with this impact crusher.

Generally, this crusher is qualified for size reduction of rocks with high degrees of Mohs hardness, with compressive strengths above 250 N/mm² (2500 kg/cm²), and high SiO₂-contents. This crusher is manufactured in six sizes. Its scope of work lies between 400 mm feed size, and 0–35 mm product size; the capacity range is from 50–240 metric t/h.

When using a 2-zone impact arrangement the throughput can be increased (depending on the construction size), from 65 t/h to 320 t/h, if the high product quality of the granulometric composition (cuboidal shape, compressive strength) of the customary 3-zone impact crusher are not required. This results in a higher weight as well as in a higher power requirement.

The manufacturer claims the following special properties of this crusher: low wear rate and low energy cost, due to the low circumferential speed of the rotor, which is within the limits of 22–30 m/s. The following table contains construction sizes and capacity data of the Hardopact impact crusher [47], 47k, 47l, 47m].

Tabelle 3.12.4.

Table 3.12.4.

HARDOPACT®		100/70	100/105	125/105	125/140	160/140	160/210
Rotordurchmesser Rotor dia.	mm	1000	1000	1250	1250	1600	1600
Einlaufquerschnitt Inlet opening	mm	730 × 400	1080 × 400	1080 × 400	1430 × 400	1430 × 500	2130 × 500
max. Aufgabestückgröße max. feed size	mm	300	350	350	350	400	400
Durchsatz Capacity	t/h	30–50	50–80	70–120	95–145	120–190	160–240
Antriebsbedarf Power required	kW	30–55	55–90	110–160	130–180	130–180	160–220
Gewicht Weight	kg	8000	10,000	13,500	16,000	23,000	27,500

Die Einsatzgrenzen des Hardopact-Prallbrechers sind:

Druckfestigkeit des Rohstoffes < 500 N/mm²
(5000 kg/cm²)

Mohs'sche Härte 4,5–8

Feuchtigkeit max. 15 %

The limits of application of the Hardopact impact crusher are:

Compressive strength of the rock < 500 N/mm²
(5000 kg/cm²)

Mohs hardness 4.8–8

Moisture max. 15 %

3.14. Prall-Hammerbrecher

Quarzgehalt	10 – 100 %
Tongehalt	0 %
Spezifischer Verschleiß	max. 150 g/t

3.14. Impact-hammer crusher

Quartzite content	10 – 100 %
Clay content	0 %
Specific wear rate	max. 150 grams/t

3.13. Compound-Prallbrecher

Der Compound-Prallbrecher (Erzeuger Hazemag KG, 44 Münster, Westfalen) ist deshalb so genannt, weil er zwei Brechertypen in einem gemeinsamen Gehäuse vereint. In dem Brechergehäuse sind zwei parallel laufende Rotoren angeordnet. Primär- und Sekundär-Rotor sind Schlagleistenrotoren. Wie aus Fig. 3.39. ersichtlich, ist der Sekundär-Rotor tiefer angeordnet als der Primär-Rotor.

3.13. Compound impact crusher

The Compound Impact Crusher (manufacturer Hazemag KG, 44 Münster, Westfalia, West Germany) is so named because it combines two types of crushers in one housing. The crusher housing contains an arrangement of two parallel running impellers. Primary and secondary impellers are equipped with impact bars. As is shown in Fig. 3.39. the secondary impeller is arranged on a lower level than the primary impeller.

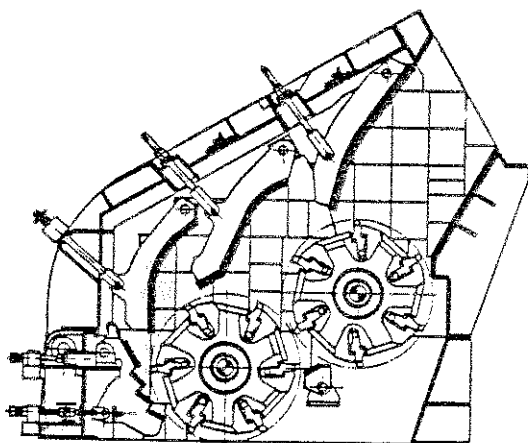


Fig. 3.39. Compound-Prallbrecher mit Primär- und Sekundär-Rotor

Fig. 3.39. Compound impact crusher with primary and secondary impeller

Es wurde festgestellt, daß die Lage der Rotoren zur horizontalen Ebene eine maßgebliche Rolle spielt. Mit diesem Compoundbrecher wird ein Zerkleinerungsgrad von 1 : 60 bis 1 : 70 erreicht.

It was found that the position of the impellers to the horizontal is of major importance. With this compound-crusher it is possible to attain a degree of reduction from 1 : 60 to 1 : 70.

Vom Steinbruch geförderte Brocken von etwa 1500 mm Kantenlänge werden auf eine Endkörnung von 95 % < 25 mm in einem Durchgang zerkleinert. Der Primär-Rotor dient zur Vorzerkleinerung, während der Sekundär-Rotor das Korn auf Endfeinheit zerkleinert. Die Umfangsgeschwindigkeit der Rotoren liegt zwischen 35 und 45 m/s, abhängig von den Eigenschaften des zu brechenden Gesteins.

Quarried rocks of about 1500 mm side length can be crushed in one pass to a final particle size of 95 % minus 1 inch. The primary impeller is for primary crushing, whereas crushing to final particle size is performed by the secondary impeller. The circumferential speed of the impellers is between 35 and 45 m/s, depending on the characteristic of the crusher feed.

3.14. Prall-Hammerbrecher

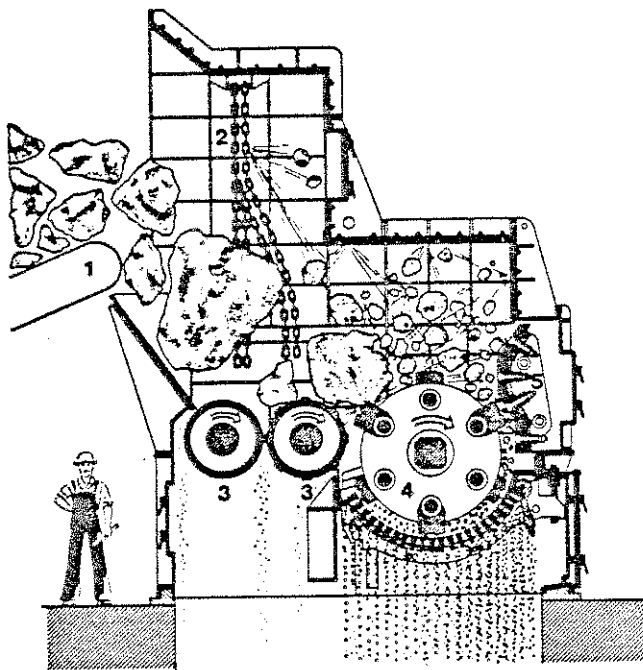
Bei diesem Brecher (hergestellt von F.L. Smidth, Kopenhagen, und als EV-Hammerbrecher bezeichnet) handelt es sich um einen kombinierten Prall-Hammerbrecher. Der EV-Hammerbrecher ist mit einstellbarer Brechbacke und einstellbarem Auslaufrost versehen. Der vom Steinbruch zugeführte Kalkstein wird

3.14. Impact-hammer crusher

This crusher (manufactured by F.L. Smidth, Copenhagen, and called EV-Crusher) is a combined impact and hammer crusher. The EV-hammer crusher is supplied with an adjustable jaw plate and with an adjustable discharge grate. The limestone supplied from the quarry is crushed in a single operation to a finished

3. Vorzerkleinerung der Rohstoffe

3. Coarse size reduction of raw materials



- 1 Aufgeber = Feeder
- 2 Kettenvorhang = Chain curtain
- 3 Aufgabewalzen = Feeder rollers
- 4 Hammer-Rotor = Hammer rotor
- 5 Einstellbare Brechbacke = Adjustable jaw plate

Fig. 3.40. Prall-Hammerbrecher (F. L. Smidth)

Fig. 3.40. Impact-hammer crusher (F. L. Smidth)

in einem Arbeitsvorgang auf ein Endprodukt von 95 % kleiner als 25 mm zerkleinert. Fig. 3.40. stellt den Querschnitt durch einen EV-Hammerbrecher dar.

product of 95 % minus 1 inch. Fig. 3.40. shows a cross-section of an EV-hammer crusher.

Der EV-Hammerbrecher ist zur Aufnahme von Steinblöcken bis zu 1–2 m³, mit einer Kantenlänge bis zu 2 m ausgelegt. Das Aufgabematerial fällt auf zwei langsam rotierende, stoßdämpfende Rollen, die das zu brechende Gut zum eigentlichen Brecher leiten. Im Schlitz zwischen den beiden Aufgabewalzen wird zugleich ein Teil der Feingutmenge des Aufgabegutes abgeschieden. Die Hämmer, die an durchgehenden Bolzen aufgehängt sind, rotieren mit einer Umfangsgeschwindigkeit von 38–40 m/s und wiegen 90–250 kg je Stück.

The hammer crusher can be fed with rocks of 1–2 m³ size, with an edge length of up to 2 m. The feed falls upon two slowly rotating shock-absorbing rollers transporting the material to be crushed, to the crusher proper. The slot between the two rollers serves for scalping of the undersize fraction from the crusher feed. The hammers which are suspended in through-bolts, rotate at a circumferential speed of 38–40 m/s; the weight of the hammers is in the range of 90–250 kg per unit.

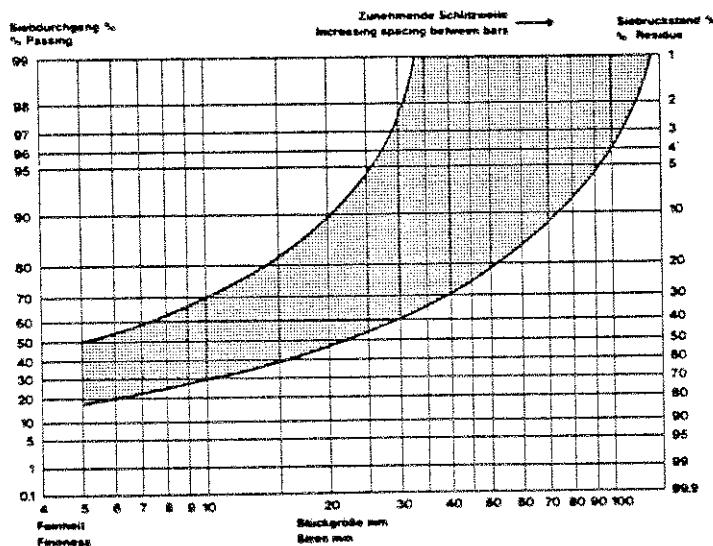


Fig. 3.41. Produktionskapazität des FLS EV-Brechers

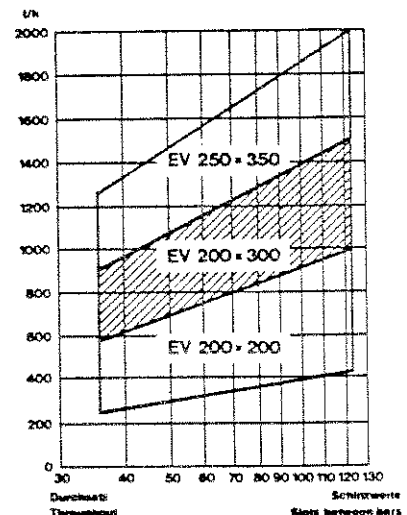


Fig. 3.41. Throughput capacity of the FLS EV-crusher

3.14. Prall-Hammerbrecher

Durch Einstellen der Brechbacke, des Ablaufrostes sowie der Schlitz zwischen den einzelnen Ablaufroststäben, lassen sich unterschiedliche Feinheiten des Brechgutes erreichen; damit ist auch eine variable Leistung des Brechers verbunden. Dies ist im Leistungsdiagramm (Fig. 3.41.) graphisch dargestellt.

Nach Angaben des Herstellers beträgt der spezifische Arbeitsbedarf des EV-Hammerbrechers, bei Zerkleinerung auf 95 % kleiner als 25 mm, 0.9–1.1 kWh/t [87c].

3.14. Impact-hammer crusher

By adjusting the jaw plate, the discharge grate, as well as the spacing between the grate bars, the size of the crusher product can be selected; this, of course, results in variations of the crusher's capacity. This is graphically shown in the EV-crusher capacity diagram (see Fig. 3.41.).

According to the manufacturer, the specific power requirement of the EV-crusher for particle size reduction to a fineness of 95 % minus 25 mm, varies in the range of 0.9–1.1 kWh/metric ton [87c].

4. Rohstofftrocknung

Die Zementrohstoffe enthalten im allgemeinen so viel Feuchtigkeit, daß beim Trockenverfahren eine Trocknung der Rohstoffe vor der Vermahlung vorgenommen werden muß. Kalkstein hat bis etwa 8 % Feuchtigkeit, Mergel bis 15 %, Lehm und Ton bis etwa 20 %; wassergranulierte Hochofenschlacke bis etwa 35 %. Auch bei Kohle ist Trocknung meist erforderlich.

Neben der Mahltrocknung, bei der das Trocknen während des Mahlprozesses erfolgt, findet in der Zementindustrie die Trocknung statt in Trommeltrocknern, Schnelltrocknern (mit Wurfschaukeln), Pralltrocknern (Prallbrecher mit Trocknungseinrichtung), Tandem-Mahltrocknern (Kombination von Hammermühle mit Luftstrom-Rohrmühle), im Windsichter und in autogenen Mahlanlagen (Aerofall-Mühle).

Es ist Erfahrungstatsache, daß der Energieverbrauch immer dann den geringsten Wert aufweist, wenn sowohl Trocknung als auch Mahlung getrennt durchgeführt werden und das Mahlgut vor Aufgabe in die Mühle entsprechend vorzerkleinert wird [47c, d, e, f, g, h]. Auch bei der Mahlung von feuchtem Klinker wirkt sich der Feuchtigkeitsgehalt auf die spezifische Mahlleistung negativ aus, was im Abschnitt 10.5. dieses Buches zahlenmäßig illustriert ist.

Die Trockentrommel ist im Prinzip ein geschweißter Blechzylinder mit einer Blechstärke von etwa 10–20 mm, je nach der Größe der Trommel. Die Länge der Trockentrommel beträgt bis etwa 50 m, bei Durchmesser bis etwa 5 m. Die meist mit zwei Laufingen versehene Trockentrommel ist auf zwei Rollenpaaren drehbar gelagert. Das günstigste Verhältnis von L/D (Länge/Durchmesser) der Trockentrommel liegt zwischen 8 und 10.

Die Trockentrommel hat eine Neigung von etwa 3–6°. Größere Trommeldurchmesser erfordern eine kleinere Neigung. Die Umdrehungszahl beträgt etwa 2–5 U/min bei einer Umfangsgeschwindigkeit von etwa 0.30 m/s. Das Trockengut durchläuft die Trockentrommel in etwa 20–40 Minuten.

Trommeltrockner werden gebaut als:

4.1. Gegenstromtrockner

Gegenstromtrockner mit entgegengesetzter Strömungsrichtung von Trockengut und Heizgasen. Die heißen Trocknungsgase treten dort in den Trockner ein, wo das Trockengut den Trockner verläßt. Da das trockene Gut mit den wärmsten Heizgasen in Berührung kommt, ist bei dieser Trocknungsart mit einer

4. Drying of raw materials

Generally in the dry production process, the moisture content of cement raw materials requires drying before grinding. The moisture content of limestone is up to approximately 8 %, that of marl is up to 15 %, and clay has a moisture content of up to 20 %; wet granulated high furnace slag contains up to 35 %. Coal also usually requires drying.

In addition to drying-grinding, where drying takes place during the grinding process, the drying in the cement industry is performed in drum dryers, rapid dryers (equipped with paddles), impact dryers (impact crusher with drying arrangement), tandem drying-grinding (a combination of a hammermill with an air swept ball mill), in mechanical air separators, and in autogenous grinding mills (Aerofall-mill).

Based on practical experience it is known that the lowest energy consumption always results from a process, where both procedures, i.e. drying and grinding, are performed separately with coarse size reduction of the raw material prior to entering the mill [47c, d, e, f, g, h]. Also, when grinding moist clinker, the moisture content negatively influences the grinding efficiency; chapter 10.5. of this book shows data demonstrating this fact.

In principle, the drum dryer is a welded sheet iron cylinder with a sheet gauge of 10–20 mm, depending on the size of the drum. The length of drum dryers is up to about 50 m, with diameters up to 5 m. The drum dryer which is commonly supplied with two riding rings, turns on two pairs of rollers. The most efficient LD ratio (length/diameter) of the dryer cylinder lies between 8 and 10.

The slope of the drum dryer is in the range of 3–6°. Larger drum diameters require a smaller slope. The speed of rotation is approximately 2–5 rpm at a circumferential speed of approximately 0.30 m/s. The dryer feed passes the drum dryer in about 20–40 minutes.

Drum dryers are constructed as:

4.1. Counter-flow dryers

Counter-flow dryers with opposing flow direction of material and hot gases; the hot dryer gases enter the dryer where the dried material leaves the dryer. Since the dried material comes in touch with the hottest gases, this kind of drying may cause strong overheating of the dryer feed, which, when drying lime-

starken Überhitzung des Trockengutes zu rechnen, was beim Kalkstein mit einer unerwünschten teilweisen Dissoziation des Calciumkarbonats verbunden sein kann. Die Temperaturunterschiede zwischen den Heizgasen und dem Trockengut sind insgesamt kleiner als beim Gleichstromverfahren, so daß die Trockenleistung eines Trommeltrockners im Gegenstrom kleiner ist als bei Trocknung im Gleichstrom.

4.2. Gleichstromtrockner

Gleichstromtrockner mit gleicher Strömungsrichtung von Trockengut und Heizgasen. Die heißen Heizgase treffen unmittelbar mit dem frischen Feuchtgut zusammen. Infolge des großen Temperatur- und Feuchtigkeitsgefälles wird schon im ersten Teil der Trockentrommel die größte Wassermenge ausgetrieben; deshalb ist im übrigen Teil der Trockentrommel die Wasserverdampfung verhältnismäßig gering. Beim Gleichstromtrockner kann, wenn notwendig, die Temperatur der eintretenden Trocknungsgase ohne nachteilige Folgen für das Trockengut höher gewählt werden, um eine intensivere Trocknung herbeizuführen. Auch kann die Endfeuchtigkeit je nach den Erfordernissen beliebig geregelt werden.

4.3. Wahl des Trommeltrockners

Bei der Wahl der Art des Trommeltrockners sind vor allem die physikalischen Eigenschaften des zu trocknenden Materials zu beachten, wie Korngröße, Neigung zur Strukturänderung während des Trocknens, Verhalten im Heißgasstrom, erforderliche Trocknungszeit usw.

Plastische Rohstoffe wie Ton und Lehm werden vorzugsweise im Gleichstrom getrocknet, um durch unmittelbare Einwirkung der heißen Gase auf das feuchte Gut eine Verschmierung bzw. Verklebung im Trommeleintritt zu verhindern.

Im Gegenstrom getrocknete plastische Materialien verursachen eine beträchtliche Verlangsamung des Materialvorschubes in der Trockentrommel und somit eine Herabsetzung der Trocknungskapazität.

Durch Gleichstromtrocknung von Kohle wird die Gefahr einer Entzündung der trockenen Kohle in der Trockentrommel weitgehend herabgesetzt. Beim Trocknen im Gegenstrom trifft die bereits getrocknete Kohle mit den frischen Heißgasen zusammen, wodurch eine Entzündung der Kohle begünstigt wird.

Dagegen ist der Staubanfall bei Gleichstromtrocknung höher als bei Gegenstromtrocknung.

Trommeltrockner sind häufig den modernen Wärmetauscheröfen nachgeschaltet; auf diese Weise werden die Abgase der Trommeltrockner in den Staubfiltern der Drehöfen gereinigt.

stone can cause undesirable partial dissociation of the calcium carbonate. The temperature differences between the hot gases and the dryer feed are altogether smaller than those of the parallel current process, and the drying efficiency of a counter current drum dryer is therefore lower than when drying in parallel current.

4.2. Parallel-flow dryers

Parallel-flow dryers with co-current flow direction of material and hot gases. The hot flue gases combine directly with the fresh moist material. Due to the high temperature and moisture gradient, the largest amount of water is removed in the first part of the drum dryer; the evaporation of water in the remaining part of the drum dryer is therefore relatively low. For a more intensive drying, the temperature of the gases entering the cocurrent dryer can be increased, if necessary, without adverse consequences to the dried material. Also the final moisture content can be controlled as required.

4.3. Selection of the drum dryer

When selecting the type of drum dryer, the physical properties of the material to be dried should be a first consideration, and then the particle size, tendency to change the structure during drying, behavior towards hot gases, required drying time, etc.

Plastic raw materials such as clay and loam are preferably dried in parallel flow in order to prevent the coagulation or blocking in the feed end of the cylinder, which could result from direct action of the hot gases with the moist material.

Plastic materials dried in counter-flow cause a considerable slow down of the feed motion in the drum dryer and thus a decrease in the drying capacity.

Drying of coal in parallel-flow greatly reduces the danger of ignition of the dry coal in the drum dryer. When drying in counter-flow the already dry coal contacts the fresh flue gases, favoring ignition of the coal.

Also, drying in parallel-current generates more dust than drying in counter-current.

Drum dryers are frequently located behind the modern preheater kilns; thus the exit gases from the drum dryers are cleaned in the rotary kiln's dust collector.

4.4. Art der Feuchtigkeit

Das in den Zementrohmaterialien enthaltene Wasser kann auftreten als:

1. freies, an der Oberfläche der Materialkörner auftretendes Wasser;
2. Kapillarwasser, d. i. Wasser, welches die Gefügeöffnungen der Materialteilchen füllt;
3. Adsorptionswasser — das an der Oberfläche des Materials adsorbierte Wasser.

Chemisch gebundenes Wasser, das in den Tonmineralien auftritt, wie z. B. im Kaolinit, wird nicht als Feuchtigkeit bezeichnet. Die Entfernung dieses Wassers hat eine Änderung der Struktur des betreffenden Minerals zur Folge.

Jede dieser arteigenen Feuchtigkeiten erfordert einen spezifischen Wärmeverbrauch beim Trocknen und eine unterschiedliche Trocknungszeit, was in jedem Fall durch Trocknungsversuche zu ermitteln ist.

4.5. Wärmeaustausch

Wärmeaustausch durch Konvektion, d. i. der Wärmeübergang bei dem die Materialteilchen in direkten Kontakt mit den heißen Gasen kommen, ist der in direkt beheizten Trommeltrocknern vorherrschende Faktor. Leitung und Strahlung spielen eine geringe Rolle beim Wärmeübergang und können praktisch vernachlässigt werden. Um den konvektionellen Wärmeübergang maximal auszunutzen, ist das Innere des Trockenzylinders mit Riesel- und Zelleneinbauten versehen, um dem Material eine Kaskaden-Fallbewegung zu geben und so einen langen und innigen Kontakt mit den Heizgasen sicherzustellen.

Die den Wärmeaustausch in einer Trockentrommel beeinflussenden Faktoren sind:

- a. die Drehzahl der Trommel,
- b. die Temperatur der eintretenden Gase,
- c. die Gasgeschwindigkeit in der Trommel,
- d. die Art, Größe und Oberfläche der Einbauten.

Je höher die Drehzahl der Trommel, desto besser der Wärmeübergang vom Gas zum Trockengut. Die Temperatur der eintretenden Gase soll möglichst hoch sein. Eine hohe Temperaturdifferenz zwischen Gas und Gut bedingt einen besseren Wärmeaustausch.

Dies ist auch aus Fig. 4.1. ersichtlich; hier sind die Gas- und Guttemperaturen in einer Trockentrommel bei Gleich- und Gegenstrom dargestellt. Daraus ist ersichtlich, daß wegen des größeren Temperaturunterschiedes beim Trocknen im Gleichstrom ein besserer Wirkungsgrad erzielt wird als beim Trocknen im Gegenstrom. Es wird im allgemeinen bis zu einer Restfeuchtigkeit von etwa 1 % getrocknet, da die vollkommene Austreibung von Feuchtigkeit unverhältnismäßig viel Wärme erfordert.

4.4. Kind of moisture

The moisture contained by cement raw materials can appear as:

1. Free moisture, i. e. water appearing on the surface of the material particles.
2. Capillary water, i. e. water filling the texture interstices of the material particles.
3. Adsorption-moisture, i. e. water which is adsorbed on the surface of the material.

Chemically bound water appearing in clay minerals, as e. g. in kaolinite, is not designated as moisture. Removal of this water causes a change in the structure of the particular mineral.

Each of these particular types of moisture requires a specific heat consumption for drying and a different drying time; this has to be determined in each case by drying tests.

4.5. Heat transfer

Convection heat exchange, i. e. where the material particles are brought into direct contact with the hot gases, is the dominant factor in direct heat rotary dryers. Conduction and radiation play only a small part in conveying heat to the material and can be neglected. To secure maximum utilization of the convection heat transfer principle, the interior of the drier cylinder is fitted with lifting flights or shelves for cascading the material insuring long and intimate contact with the flue gases.

Factors influencing the heat transfer in a drum dryer are:

- a. Speed of rotation of the cylinder;
- b. Temperature of the entering gases;
- c. Gas velocity inside the dryer;
- d. Kind, size and surface of lifters.

The higher the number of revolutions of the dryer cylinder, the better the heat transfer from the gas to the material. The temperature of the entering gases should be as high as possible. A high temperature difference between gases and dryer feed insures a better heat transfer.

This is shown in Fig. 4.1.; here is a representation of gas and material temperatures of a drum dryer working in parallel-flow and in counter-flow. It can be seen that due to the higher temperature difference, the efficiency of parallel-flow drying is better than that of counter-flow. Generally, moisture is reduced to approximately 1 %, since complete removal of moisture requires a disproportionate amount of heat.

4.5. Temperaturen

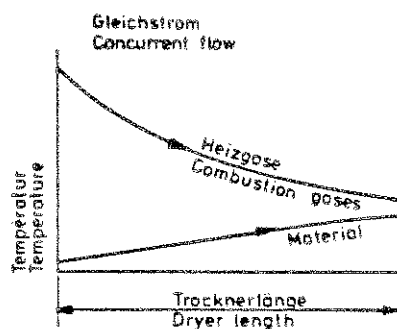


Fig. 4.1. Gas- und Guttemperaturen in Gleich- und Gegenstromtrocknern

Die Gasgeschwindigkeit in der Trommel soll einen maximalen Wärmeaustausch garantieren. Um übermäßigen Staubaustrag zu vermeiden, soll die Gasgeschwindigkeit am Austritt der Trockentrommel etwa 2–3 m/s betragen.

4.6. Temperaturen

Die Temperatur der in die Trockentrommel eintretenden Heizgase beträgt bei direkter Feuerung maximal etwa 650 °C.

Im Gleichstromverfahren können für spezielle Trocknungsprozesse höhere Temperaturen der eintretenden Heizgase angewendet werden, etwa im Bereich von 750–975 °C.

Beim Trocknen soll die Erhitzung keine chemische Veränderung der Rohstoffe verursachen. Kalkstein dissoziiert bei etwa 800 °C nach der Gleichung $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$. Diese Materialtemperatur ist beim Trocknen zu vermeiden. Dagegen verliert der Kaolinit des Tones sein chemisch gebundenes Wasser teilweise schon bei 400–450 °C nach der Gleichung $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 0.5 \text{H}_2\text{O}$. Dieser Umstand ist dann bei der gewichtsmäßigen Proportionierung der Rohstoffkomponenten zu berücksichtigen.

Granulierte Hochofenschlacke entglast bei etwa 700 °C und verliert dadurch ihre hydraulischen Eigenschaften. Dieser Umstand ist bei der Schlackentrocknung zu beachten.

Die Regulierung der Temperatur der Heizgase erfolgt durch Zugabe von kalter Außenluft. Dies geschieht in einer speziellen Mischkammer, die sich zwischen Feuerungskammer und Trockentrommel befindet. Es wird mit einem Luftüberschuß von etwa $\lambda = 2-3.5$ gearbeitet.

Trocknungsgase sollen die Trockentrommel mit einer Temperatur von etwa 120–125 °C verlassen, um eventuelle Kondensation des in den Gasen enthaltenen Wasserdampfes zu vermeiden.

4.6. Temperatures

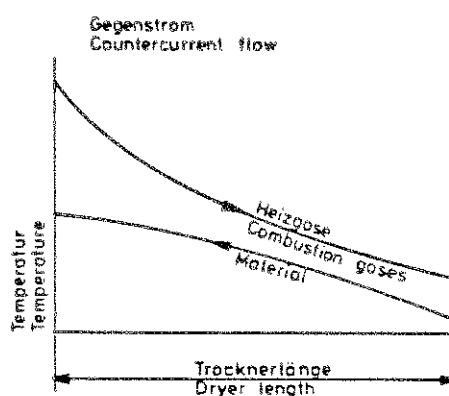


Fig. 4.1. Gas and material temperatures in parallel and counter-flow dryers

The gas velocity in the drum should be consistent with a maximum of heat transfer. To prevent excessive dusting, the gas velocity at the drum dryer exit should amount to approximately 2–3 m/s.

4.6. Temperatures

In direct heated dryers, the maximum temperature for the flue gases entering the drier drum is about 650 °C.

In parallel-flow drying, when applying special drying procedures, higher temperatures of entering flue gases in the range from 750–975 °C can be employed.

Heating during drying should not cause chemical change in the raw materials. Limestone dissociates at approx. 800 °C, according to the equation $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$. Material temperatures should be kept lower during drying. On the other hand, kaolinite in the clay, loses its chemically bound water at 400–450 °C, according to the equation: $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2 \text{SiO}_2 \cdot 0.5 \text{H}_2\text{O}$. This circumstance should be taken into consideration when proportioning the raw material components gravimetrically.

Granulated high furnace slag devitrifies at approximately 700 °C, thereby losing its hydraulic properties. This fact has to be considered when drying high furnace slag.

Temperature control of the flue gases is expedited by adding cold ambient air. This is performed in a special mixing chamber, which is located between the firebox and the drum dryer. An excess air rate of approximately $\lambda = 2-3.5$ is applied for operation.

To avoid possible condensation of water vapor contained in the gases, dryer gases should leave the drum dryer with a temperature of approximately 120–125 °C.

Bei den niedrigen Austrittsgastemperaturen reicht der natürliche Schornsteinzug nicht aus, um den hydraulischen Widerstand der Trockenanlage zu bewältigen. Daher sind Trockenanlagen fast ausschließlich mit Abzugsventilatoren versehen.

At low exit gas temperatures, the natural stack draft does not suffice to overcome the hydraulic resistance of the drying plant. Therefore, drying plants are almost always supplied with draft fans.

4.7. Druckabfall

Der Druckabfall oder Zugverlust von Trockentrommeln hängt von Länge und Durchmesser des Zylinders, der Art der Einbauten, dem Füllungsgrad mit Material, der Umdrehungsgeschwindigkeit usw. ab. Es wird mit 35–75 mm WS für die Trommel allein gerechnet. Rostfeuerung hat einen Druckabfall von 45–60 mm WS.

Bei Trockenanlagen rechnet man mit folgenden Druckverlusten

Feuerung (Lufterhitzer) etwa	25 mm W.S.
Trockentrommel, etwa	50 mm W.S.
Zyklon-Staubabscheider, etwa	75 mm W.S.
Rohrverbindungen, etwa	15 mm W.S.
Zusammen	165 mm W.S.

4.7. Pressure drop

The pressure drop of drum dryers depends upon the length and diameter of the cylinder, the kind of built-in flights, the rate of hold-up, the speed of rotation, etc. For the cylinders as such, 35–75 mm of water gage are taken into account. Grate firing has a pressure drop of 45–60 mm W.G.

In drying plants, the following ratings of pressure drop are taken into account:

Firing (air heater) approx.	25 mm W.G.
Dryer drum, approx.	50 mm W.G.
Cyclone dust collector, approx.	75 mm W.G.
Ducts, connection, approx.	15 mm W.G.
Total	165 mm W.G.

4.8. Einbauten

Es gibt grundsätzlich zwei Arten von Einbauten, und zwar Rieseleinbauten und Zelleneinbauten.

Rieseleinbauten sind in Fig. 4.2. dargestellt.

4.8. Inserts

Basically, there are two kinds of built-in installations: lifting flights and sectional lifters.

Lifting flights are shown in Fig. 4.2.

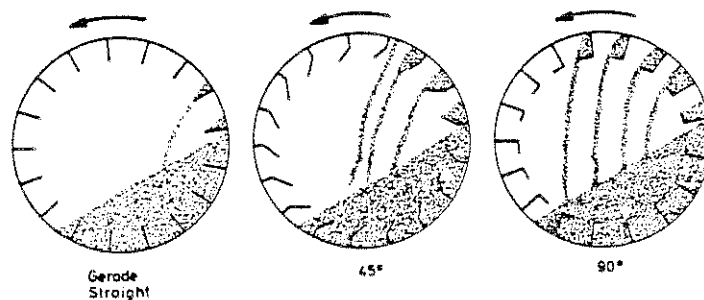


Fig. 4.2 Rieseleinbauten in Trommeltrocknern

Fig. 4.2 Lifting flights in drum dryers

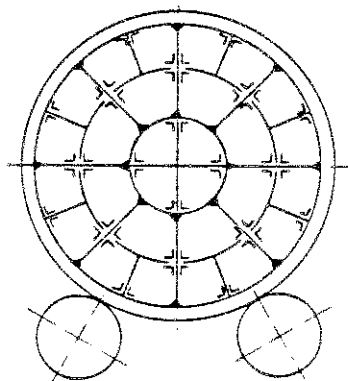
Diese Einbauten bewirken, daß fast der ganze Querschnitt der Trockentrommel mit freifallendem Trockengut gefüllt wird, um so eine innige und mehrmalige Berührung mit den Trocknungsgasen zu erreichen. Rieseleinbauten werden zur Trocknung plastischer Materialien verwendet, da diese Einbauten die Neigung zum Verkleben verringern. Diese Art der Einbauten zieht manchmal größere Staubentwicklung nach sich. Fig. 4.2 zeigt die Arbeitsweise von geraden, sowie von unter 45° und 90° gekrümmten Rieselein-

These built-in flights cause almost the entire cross-sectional area of the dryer drum to be filled with free falling dryer feed in order to achieve repeated and thorough contact with the dryer gases. Lifter flights are used for drying of plastic materials, since these installations decrease the tendency to stick. These kinds of installations sometimes cause a higher rate of dusting. The working of the straight, 45 deg. and 90 deg. bent lifters is shown in Fig. 4.2. Straight lifter flights are used rather at the feed end of the dryer for

4.10. Spezifischer Wärmeverbrauch

bauten. Gerade Rieseleinbauten werden im Material-einlauf des Trockners angebracht und sind für klebriges und sehr feuchtes Material bestimmt, während 45° und 90° gekrümmte Einbauten für bereits weniger feuchtes und frei fallendes Material bestimmt sind.

Zelleneinbauten, wie in Fig. 43. dargestellt, unterteilen den Querschnitt der Trockentrommel in mehrere Abschnitte. Dadurch wird der freie Fall des Trockengutes vermieden und durch häufiges Umwenden eine innige Berührung mit den heißen Gasen erreicht. Zelleneinbauten verursachen geringere Staubentwicklung.



Spiraleinbauten werden gewöhnlich auf einer Länge von ein oder zwei Metern vom Einlaufende angebracht, um den Fluß des Materials von der Einlaufschurre oder einem sonstigen Zuteiler zu gewährleisten und Undichtigkeiten zwischen Haltering und Abschlußdichtung zu vermeiden.

4.9. Füllungsgrad

Der übliche Füllungsgrad in Trockentrommeln mit Rieseleinbauten beträgt 12–15 %; bei Zelleneinbauten kann der Füllungsgrad auf 25–30 % erhöht werden. Der erhöhte Füllungsgrad bewirkt eine Leistungssteigerung um 30–50 %, bei gleichen Ausmaßen der Trockentrommel.

4.10. Spezifischer Wärmeverbrauch

Tabelle 4.10.1. enthält Angaben über den spezifischen Wärmeverbrauch für die Trocknung von Zement-Rohmaterial bei Abgastemperaturen über 100 °C. Diese Zahlen können als Grundlage zur Dimensionierung von Trommeltrocknern dienen [47b].

Der Energieverbrauch für den Betrieb von Trommeltrocknern beträgt etwa 1,5–2 kWh/t getrocknetes Material; hierbei ist der Antrieb des Ventilators nicht inbegriffen.

4.10. Specific heat consumption

sticky and wet materials, whereas 45 deg. and 90 deg. bent lifter flights are used for free flowing or less moist materials.

Sectional lifters as shown in Fig. 43. divide the cross-section of the dryer cylinder into several sectors. This prevents the free fall of the dryer feed and, by frequent turn over, insures a thorough contact with the hot gases. Sectional lifters cause less dusting.

Fig. 4.3. Zelleneinbauten in Trommeltrocknern

Fig. 4.3. Sectional lifters in drum dryers

Spiral flights are usually provided in the first few feet at the feed end to accelerate forward flow from under the feed chute or conveyor and to prevent leakage over the feed end retainer ring into the gas seal.

4.9. Hold-up

The usual hold-up rate in drum dryers with lifter flights amounts to 12–15 %; sectional flights can increase the hold-up rate up to 25–30 %. The higher hold-up rate increases dryer efficiency by 30–50 % for the same size dryer.

4.10. Specific heat consumption

Table 4.10.1. contains data on the specific heat consumption for drying of cement raw materials at exit gas temperatures above 100 °C. These figures can be used as a basis for sizing drum dryers [47b].

Energy consumption for operation of drum dryers is within the range of 2–3 HPh/t of dry product; this does not include the draft fan.

Tabelle 4.10.1.

Table 4.10.1.

1	Feuchtigkeitsgehalt — Moisture content	%	5	10	20	30
2	$\text{Feuchtigkeit pro 1000 kg Trockensubstanz} = 1000 \cdot \frac{\% \text{ Feuchtig.}}{100 - \% \text{ Feucht.}}$ $\text{Moisture per 1000 kg of dry material} = 1000 \cdot \frac{\% \text{ moisture}}{100 - \% \text{ moisture}}$	kg	53	111	250	429
3	kcal notwendig pro kg verdampftes Wasser kcal required per kg of evaporated water	kcal	1480	1200	1060	1000
4	Wirkungsgrad — Efficiency	%	40.0	49.6	56.5	59.

4.11. Wärmebilanz des Trommeltrockners

Die gesamte, dem Trommeltrockner zugeführte Wärme (100 %) verteilt sich etwa auf folgende Positionen:

a. Wärmeverbrauch zum Verdampfen der Feuchtigkeit (nutzbare Arbeit)	50 %
b. Wärme zum Erhitzen des Wasserdampfes auf die Austrittstemperatur	5 %
c. Wärmeverlust in Trocknerabgasen	12 %
d. Wärme im getrockneten Material	15 %
e. Strahlungsverluste der Trockentrommel, der Feuerung usw.	18 %
Zusammen	100 %

Demnach beträgt der Wirkungsgrad des Trockners 50 %, d. h. nur 50 % der dem Trommeltrockner zugeführten Wärme wird in nutzbare Arbeit umgewandelt; der Rest sind Verluste. Dies trifft für etwa 10 % Feuchtigkeit im Material zu. Bei höherer Feuchtigkeit kann der Wirkungsgrad besser sein, etwa 55 % oder höher.

4.12. Spezifische Verdampfungsleistung

Die Arbeit einer Trockentrommel wird durch die spezifische Verdampfung gekennzeichnet; dies ist die in kg pro Stunde verdampfte Wassermenge, bezogen auf 1 m³ des Zylinderinhaltes. Diese Zahl wird auch als Verdampfungs-Intensität bezeichnet; sie ist abhängig von den physikalischen Eigenschaften des Materials, dessen Korngröße, der Art der Feuchtigkeit, der Anfangs- und Endfeuchtigkeit, der Temperatur der Heizgase, sowie von den Konstruktionsmerkmalen des Trockners.

Die Verdampfungs-Leistung beträgt bei Trommeltrocknern:

Ohne Einbauten	10–15 kg/m ³ h
Mit Rieseleinbauten	25–30 kg/m ³ h
Mit Zelleneinbauten	40–50 kg/m ³ h

4.11. Heat balance of the drum dryer

The total heat supplied into the drum dryer is distributed approximately as follows:

a. Heat consumption for evaporation of the moisture (useful work)	50 %
b. Heat for heating the water vapor to the exit temperature	5 %
c. Heat loss in dryer exit gases	12 %
d. Heat in dried material	15 %
e. Radiation losses of the dryer drum, the fire box, etc.	18 %
Total	100 %

Accordingly, the efficiency of the dryer is 50 %, i. e. only 50 % of the heat introduced is converted into useful work; the balance is lost. This applies to 10 % moisture in the material. At a higher moisture content the efficiency might be better, 55 % or higher.

4.12. Rate of evaporation

The work of a drum dryer is characterized by the specific rate of evaporation; this is the evaporated amount of water in kg per hour per 1 m³ of cylinder volume. This figure is also designated as intensity of evaporation; this intensity depends on the physical properties of the material, its particle size, the kind of moisture, the initial and final moisture content, the temperature of the flue gases, as well as on the design features of the dryer.

The rate of evaporation for drum dryers is:

Driers without inserts	10–15 kg/m ³ h
Driers with lifting flights	25–30 kg/m ³ h
Driers with sectional flights	40–50 kg/m ³ h

4.13. Durchsatzzahlen von Trommeltrocknern

Tabelle 4.13.1. enthält Durchsatzzahlen von Trommeltrocknern mit Zelleneinbauten beim Trocknen von Kalkstein, Mergel und Ton mit 10 % und 20 % Feuchtigkeit.

4.13. Capacities of drum dryers

Table 4.13.1. shows capacities of drum dryers equipped with sectional flights, when drying limestone, marl and clay with 10 % and 20 % moisture.

Tabelle 4.13.1.

Table 4.13.1.

Material	Größe des Trockners Size of dryer			10 % Feuchtigkeit 10 % Moisture			20 % Feuchtigkeit 20 % Moisture		
	Durchm. Diameter	Länge Length	Inhalt Volume	Durchsatz Capacity	Verdampf- tes Wasser Water evapor.	Spezifische Verdamp- fung Rate of evapor.	Durchsatz Capacity	Verdampf- tes Wasser Water evapor.	Spezifische Verdamp- fung Rate of evapor.
	mm	mm	m ³	kg/h	kg/h	kg/m ³ h	kg/h	kg/h	kg/m ³ h
Kalkstein Limestone	1000	10,000	8	4500	450	57.7	2000	400	51.2
	1400	14,000	22	9500	950	44	4200	840	38.9
	1800	18,000	46	17000	1700	37.2	7500	1500	32.8
	2200	22,000	84	23700	2370	27.3	10400	2080	24.9
	2600	24,000	127	33000	3300	26	15000	3000	23.6
Mergel Marl	1000	10,000	8	3420	342	43.9	1520	304	39.—
	1400	14,000	22	7200	720	33.3	3200	640	29.6
	1800	18,000	46	13000	1300	28.5	5700	1140	24.9
	2200	22,000	84	18000	1800	21.5	7900	1580	18.9
	2600	24,000	127	25000	2500	19.7	11000	2200	17.3
Ton Clay	1000	10,000	8	2320	232	29.8	1030	206	26.4
	1400	14,000	22	4900	490	22.7	2100	420	19.4
	1800	18,000	46	8800	880	19.3	3800	760	16.6
	2200	22,000	84	12200	1220	14.6	5400	1080	12.9
	2600	24,000	127	17000	1700	13.4	8000	1600	12.6

Fig. 4.4. zeigt die Anordnung einer Rohmaterial-Trockentrommel mit einem Humboldt-Zwillings-Wärmetauscher und Klinkerrostkühler, mit vollständiger Abwärmeverwertung aus beiden Aggregaten bei sehr hoher Rohmaterialfeuchte.

Fig. 4.4. shows the arrangement of a raw material drum dryer with a Humboldt twin type raw mix suspension preheater and a grate type clinker cooler with complete waste heat utilization from both units at a very high moisture content.

4.14. Brennstoffe

Als Brennstoffe zum Trocknen von Zement-Rohmaterial können Kohle, Heizöl und Brenngase verwendet werden. Trockentrommeln werden auch mit Abgasen von Drehöfen sowie mit heißer Abluft aus dem Klinker-Rostkühler betrieben. Die Zusammenarbeit von Drehofen, Klinkerkühler und Trockentrommel spart Brennstoffkosten, kompliziert jedoch den Betrieb. Andererseits wird häufig die Auffassung vertreten, daß nach dem heutigen Stand der Planung und Regeltechnik, der Verbundbetrieb sicher und unkompliziert ist. Bei der heutigen Lage der Energiewirtschaft ist der Verbundbetrieb zwingend notwendig. Beim Verbundbetrieb werden außerdem die Investitionskosten für mindestens eine Entstaubungsanlage eingespart.

4.14. Fuels

For drying of cement raw materials, such fuels as coal, oil and fuel gas can be used for firing. Drum dryers are also operated with waste gases from rotary kilns as well as with hot exit air from grate clinker coolers. The combination of rotary kiln, clinker cooler and drum dryer saves fuel cost but complicates plant operation. On the other hand, the opinion prevails that at the present state of plant design and process control, combined plant operation is safe and reliable. The present energy situation makes combined operation a necessity. Also, combined operation allows for saving the investment cost of at least one dust collector system.

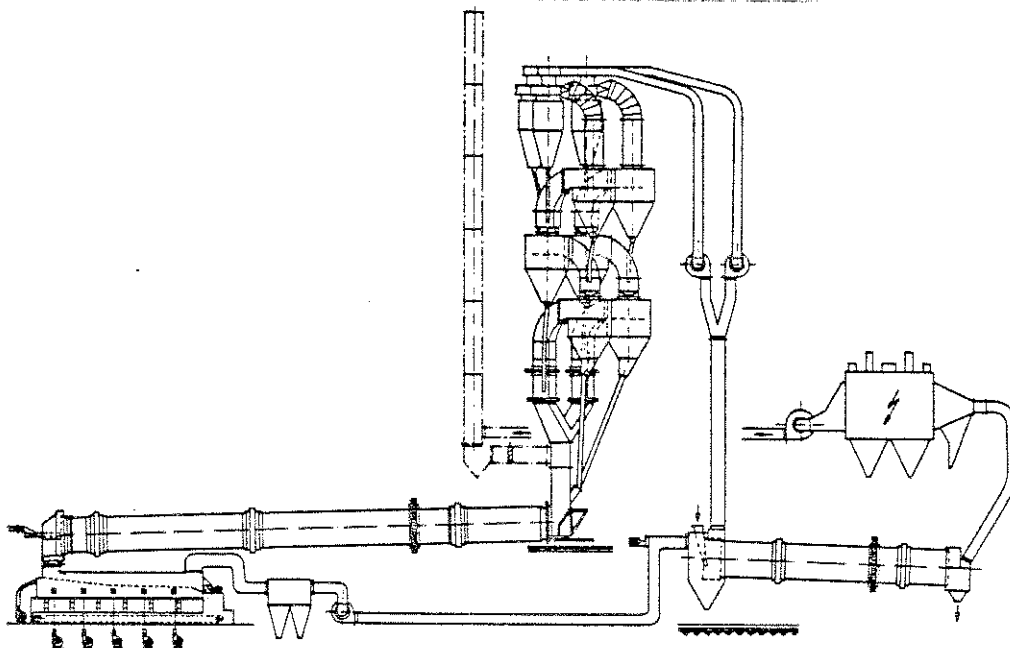


Fig. 4.4. Rohmaterial-Trockentrommel kombiniert mit Humboldt-Zwillings-Wärmetauscher und Klinkerrostkühler, mit vollständiger Abwärmeverwertung, bei sehr hoher Rohmaterialfeuchte

Fig. 4.4. Raw material drum dryer working in conjunction with a Humboldt twin type raw mix suspension preheater and a clinker grate cooler with complete waste heat utilization for a very high moisture content

Bei Kohleheizung sind sowohl einfache Planrost-Feuerungen als auch automatische Rostfeuerungen sowie Kohlenstaubfeuerungen in Gebrauch.

When using coal, simple flat grate furnaces as well as automatic grate and coal dust firing are applied.

Auch Gasfeuerung wird angewendet, meistens als Brennstoff für den Lufterhitzer. Näheres über Brennstoffe in der Zementindustrie siehe Kapitel 18.

Gas firing is also in use, but mainly as fuel for air heaters. For particulars about fuels in the cement industry see chapter 18.

4.15. Materialtransport im Trommeltrockner

4.15. Material passage through drum dryers

Die Formel des U.S. Bureau of Mines [48] für die Durchgangszeit von Materialteilchen durch einen zylindrischen Drehofen ist:

The U.S. Bureau of Mines formula [48] for passage of particles through rotary cylindrical kilns is:

$$t = \frac{1.77 \cdot l \cdot \sqrt{\Theta}}{p \cdot d \cdot n} \cdot F$$

Zeichenerklärung:

Durchgangszeit des Materials in Minuten

Länge des Trockners, m

Neigung des Trockners, Grad

Durchmesser des Trockners, m

Umdrehungen pro Minute

Schüttwinkel des trockenen Materials, Grad; der Schüttwinkel für Kalkstein und die Tonkomponenten ist etwa 36° und $\sqrt{36} = 6$, was für praktische Zwecke ausreichend ist.

Notation:

— t — residence time of material, minutes

— l — length of dryer, m

— p — slope of dryer, degrees

— d — diameter of dryer, m

— n — revolutions per minute

— Θ — angle of repose, degrees, of material in dry condition; the angle of repose for limestone and argillaceous materials is approx. 36° , and $\sqrt{36} = 6$, which is sufficient for practical purposes.

4.16. Mahltrocknung

Faktor, berücksichtigend Verengungen in Zylinder, Riesel- und Zelleneinbauten verlangsamen die Durchgangszeit durch den Zylinder um die Hälfte, daher ist $F = 2$

Beispiel: Gegeben ist $l = 27.36 \text{ m}$, $d = 3.04 \text{ m}$, $p = 3^\circ$, $n = 2 \text{ U/min}$, $\Theta = 36^\circ$. Bestimme die Durchgangszeit.

Lösung:

$$t = \frac{1.77 \cdot 27.36 \cdot 6}{3 \cdot 3.04 \cdot 2} \cdot 2 = 32 \text{ Minuten.}$$

4.16. Mahltrocknung

Charakteristisch für die Mahltrocknung ist, daß zwei verschiedene Prozesse grundsätzlich in der Mühle durchgeführt werden. Vielfach dienen auch die Hilfsmaschinen des Mahlkreislaufes dem Trocknungsprozeß, um so die Trockenleistung zu erhöhen. Die Wärmeverbrauchsposten sind annähernd die gleichen wie sie im Kapitel betreffend Trommeltrockner aufgezählt sind.

Es sei hervorgehoben, daß die Trocknung während der Zerkleinerung erfolgt. Es findet also ein leichter Wärmetausch statt. Beim Trocknen in der Trockentrommel dagegen verbleibt manchmal kapillare Feuchtigkeit im Inneren von Steinbrocken.

Die der Mühle zugeführte Wärme kann um den Betrag der beim Mahlen erzeugten Mahlwärme reduziert werden (siehe Abschnitt 10.6 „Mahlen und Wärmeerzeugung“).

In vielen Ländern ist es Allgemeinpraxis, daß die Abhitze des Drehofens oder des Klinkerkühlers im Mahltrocknungsprozeß ausgenützt wird. Die Temperaturen der Abgase sind relativ niedrig. Bei höheren Feuchtigkeitsgehalten sind größere Abgasmengen zu verwenden oder Hochtemperaturwärme hinzuzufügen.

Die Verwendung von Abgasen verlangt große Mühlenquerschnitte und vergrößerte Halslager, wie sie insbesondere gegeben sind bei Autogenmühlen und beim Doppelrotator von Polysius durch die Zufuhr der Heißgase von beiden Seiten der Mühle.

Gute Querschnitte für den Gasdurchfluß bieten die Rollenmühlen von Loesche, Polysius, Pfeiffer und Raymond. Außerdem werden Hammermühlen, Prallmühlen und in vielen Fällen auch Siebter zur Trocknung in den Kreislauf mit einbezogen.

Bei Berechnung der Abgasmenge einer Mahltrocknungsanlage sind folgende Positionen zu berücksichtigen:

1. Die aus der Feuchtigkeit des Materials entstehende Dampfmenge.
2. Die zur Verdampfung erforderliche Wärme; ein praktischer Wert ist hier 1250 kcal/kg Wasser.

4.16. Drying-grinding

F = Factor is for constrictions in the cylinder; flights and lifters decrease the passage through the cylinder by half thus $F = 2$.

Example: Assume a dryer with $l = 27.36 \text{ m}$, $d = 3.04 \text{ m}$, $p = 3^\circ$, $n = 2 \text{ rpm}$, $\Theta = 36^\circ$. Estimate retention time.

Solution:

$$t = \frac{1.77 \cdot 27.36 \cdot 6}{3 \cdot 3.04 \cdot 2} \cdot 2 = 32 \text{ minutes}$$

4.16. Drying-grinding

The characteristic feature of the drying-grinding process is that two different processes are generally performed in the grinding mill. Frequently, auxiliary equipment of the grinding circuit is also employed in the drying procedure, to increase the drying efficiency. The heat consuming items are approximately the same as specified in the chapter concerning drum dryers.

It should be emphasized that drying occurs during comminution, therefore the heat exchange is expedited. On the other hand, such is not always the case when drying in the drum dryer since capillary moisture sometimes remains in larger particles.

The heat supplied to the mill can be reduced by the amount of grinding heat generated during the grinding process (see section 10.6 "Grinding and generation of heat").

In many countries, it is general practice to utilize the gases from rotary kilns and clinker coolers in the drying-grinding process. Temperatures of waste gases are relatively low. When dealing with higher moisture contents, greater quantities of waste gases have to be applied, or high temperature gases employed.

Therefore, utilizing waste gases, requires large mill cross-sections and increased diameters of trunnion bearings, as they are applied e.g. in autogenous mills and in the Polysius' Double Rotator Mill for the introduction of hot gas from both ends of the mill.

Loesche, Polysius, Pfeiffer and Raymond roller mills are equipped with convenient cross-sections for gas passage. Also hammermills, impact hammermills, and in most cases, separators, are included in the grinding circuit for the purpose of material drying.

When calculating the amount of exit gases from a drying-grinding plant, the following should be taken into consideration:

1. The amount of water vapor from the moisture content of the material.
2. The heat required for evaporation, using a practical figure of 1250 kcal/kg of water.

3. Das Volumen der Verbrennungsgase, das der erforderlichen Wärmemenge entspricht.

Der Wassergehalt des Rohmaterials und die Heißgasmenge bilden das Gesamtvolumen der bei der Mahltrocknung erzeugten Gase. Zu diesem Betrag sind für eingesaugte Falschluff etwa 15 % hinzuzufügen.

Das Volumen der Abgase ist auf die Temperatur der das System verlassenden Gase zu reduzieren; diese Temperatur liegt im Bereich von etwa 90 °C.

Im folgenden sind mehrere Schemata von — im geschlossenen Kreislauf arbeitenden — Mahlanlagen dargestellt mit verschiedener Anwendung des Heißgasstromes im Verhältnis zum zu trocknenden Material.

4.16.1. Mahltrocknung in Rohrmühlen

Fig. 4.5. stellt eine im geschlossenen Kreislauf arbeitende Mahlanlage dar, in der das Trocknen in der Mühle durchgeführt wird. Zwecks Erhöhung der Trockenleistung ist die Mühle mit einer Vortrocknungskammer, die sich vor der Mahlkammer befindet, versehen. Die Vortrocknungskammer ist mit Schaufelblechen ausgestattet, hat aber keine Mahlkörper. Zwischen Vortrocknungskammer und Mahlkammer befindet sich eine Mühltrennwand. Die beiden Mühlen-Halszapfen für den Material-Ein- und -Austrag dienen auch dem Ein- und -Austritt der Trocknungsgase. Nach Angaben der KHD Humboldt Wedag AG können bei Rohrmühlen mit Trockenkammer durch das besonders konstruierte, vergrößerte Einlauflager oder bei Gleitschuhlagerung große Gasmengen verwertet werden. Noch günstiger wird dies bei Tandem-Mahltrocknungsanlagen. Hierbei können beliebig große Trocknungsgasmengen verwertet werden, weil es möglich ist, das pneumatische System unabhängig von der Mühlengröße zu dimensionieren. (Fig. 4.5. bis 4.8., 4.11. und 4.12., KHD Humboldt Wedag AG, Köln).

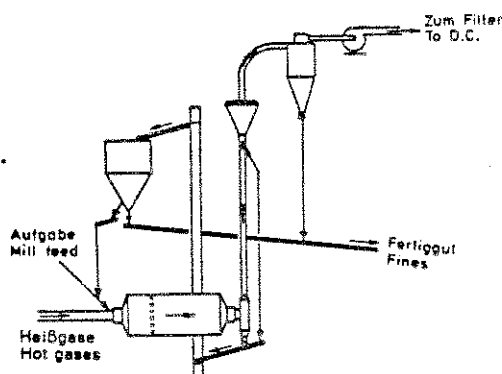


Fig. 4.5. Mahltrocknungsanlage mit Vortrocknungskammer in der Mühle

Fig. 4.5. Drying-grinding plant with pre-drying compartment in the mill

3. The amount of flue gas when generating the required heat.

Water vapor from raw material and the amount of flue gases, constitute the total volume of gases generated during drying-grinding. To this, approximately 15 % should be added for leakage air entering the system by suction.

The volume of the exit gases should be reduced to the temperature of the gases leaving the system, which generally is in the range of 90 °C.

In the following, several schemes of closed circuit grinding plants are presented, with different applications of the hot gas stream to the material to be dried.

4.16.1. Drying-grinding in ball mills

Fig. 4.5. shows a closed-circuit grinding plant where the drying is performed in the mill. For a better drying efficiency, a pre-drying compartment is arranged in front of the grinding compartment of the mill. The pre-drying compartment is equipped with lifters, but has not grinding media. The pre-drying compartment is separated from the grinding compartment by a partition. Flue gases enter and leave the mill through the feed and discharge trunnion. According to KHD Humboldt Wedag AG, the specially designed and enlarged inlet trunnion or slide shoe bearing of tube mills with drying compartments, allow the utilization of large gas volumes. This applies also to tandem drying-grinding mills. Here, the intake of any gas volume is feasible, since it is possible to size the pneumatic system independently upon the mill dimensions (Fig. 4.5. — 4.8., 4.11. and 4.12. KHD Humboldt Wedag AG, Köln).

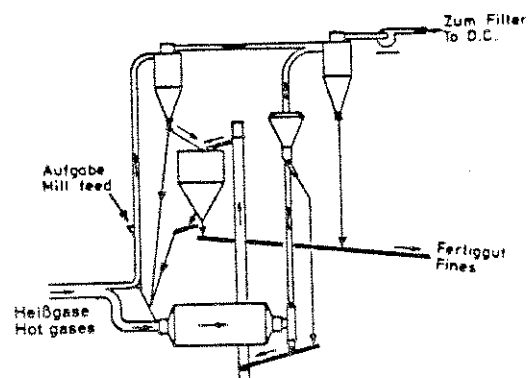


Fig. 4.6. Mahltrocknungsanlage mit Vortrockner-Rohrleitung

Fig. 4.6. Drying-grinding plant with pre-drying duct

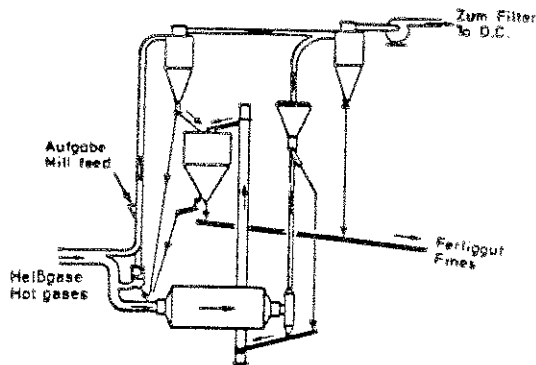


Fig. 4.7. Mahltrocknungsanlage mit Vortrocknung in der Prallmühle

Fig. 4.7. Drying grinding plant with pre-drying in impact mill

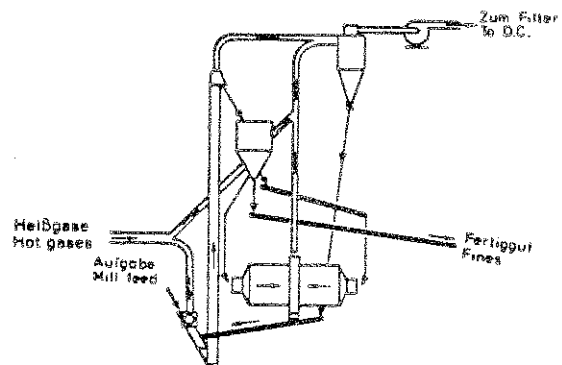


Fig. 4.8. Mahltrocknungsanlage mit Trocknung in Hammermühle, Windsichter und Mühle

Fig. 4.8. Drying grinding plant with drying in impactor, air separator and mill

In Fig. 4.6. ist eine Mahltrocknungsanlage dargestellt, in der die Vortrocknung in einer besonderen Vortrockner-Rohrleitung erfolgt, in welche das Rohmaterial eingespeist wird. Ein Teil des Heißgases wird in die Vortrockner-Rohrleitung geführt, während der andere Teil in die Mühlen-Speiseleitung wird. Die groben Teilchen fallen direkt in die Mühlen-Speiseleitung; die feinen Teilchen werden aufwärts getragen, durch den Heißgasstrom gleichzeitig getrocknet, im Zyklon abgeschieden und dann in die Mühle geleitet. Diese Anordnung hat eine bessere Trocknungsleistung als diejenige, die in Fig. 4.5. dargestellt ist.

Fig. 4.6. shows a drying-grinding arrangement with predrying performed in a separate pre-drying duct into which the moist mill feed is fed. One part of the hot gas enters the drying duct, whereas the other part enters the mill. Coarse particles fall directly into the mill feed pipe; the fine particles are carried upwards and simultaneously dried by the hot gas stream, precipitated in a cyclone, and then directed into the mill. This arrangement has a higher drying efficiency than that shown in Fig. 4.5.

Nach dieser Anordnung werden von Krupp-Polysius auch Zementmahanlagen zur Vortrocknung feuchter Material-Komponenten (Hochofenschlacke, Puzzolane, etc.) ausgeführt [48e].

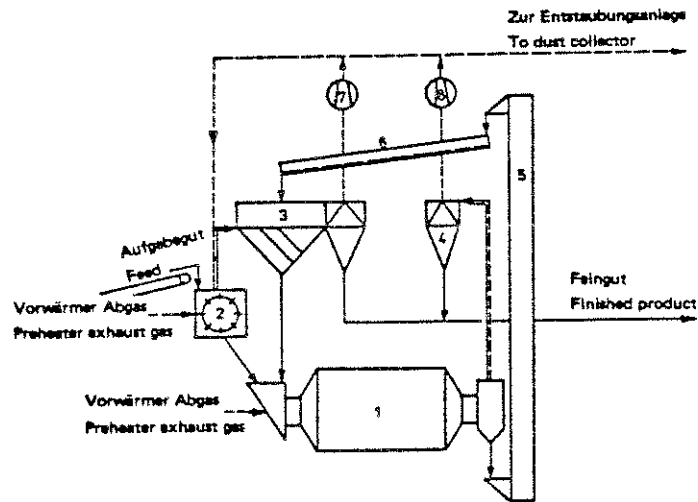
This arrangement is also used by Krupp-Polysius for cement grinding plants where moist material components (blast furnace slag, puzzolans, etc.) have to be pre-dried [48e].

Fig. 4.7. zeigt allgemein dieselbe Anordnung wie in Fig. 4.6. dargestellt, mit Ausnahme der Einschaltung eines Prallbrechers vor das Mühleneintragsrohr. Dies ist für den Zweck der Zerkleinerung der groben Anteile durch Pralleinwirkung und zur Ausnutzung des vorteilhaften Pralltrocknungseffektes, wie dies im Abschnitt 4.17. Pralltrocknung beschrieben ist. Diese Anordnung sichert eine wirksame Trocknung; die so erzielte günstige Trocknungsweise soll jedoch mit den Kosten des Stahlverschleißes des Prallzerkleinerers sowie mit dem Energieaufwand für dessen Betrieb bilanziert werden.

Fig. 4.7. shows generally the same arrangement as presented in Fig. 4.6. with the exception that an impact crusher is placed ahead of the mill feed pipe. This is for the purpose of performing size reduction of the coarser particles by impact, exploiting the advantage of the impact crushing-drying effect, as described in section 4.17. Impact drying. This arrangement provides for efficient drying but the advantage of drying should be balanced with the cost of steel wear of the impactor and the energy of running their impactor.

In Fig. 4.8. ist eine Mahltrocknungsanlage dargestellt, in der die Vortrocknung in einer Prallmühle und die Haupttrocknung in einem Streuwindsichter durchgeführt werden. Teilweise wird auch im Becherwerk getrocknet. Trocknen im Becherwerk als Hilfstrocknungseinrichtung kann des öfteren in amerikanischen Zementfabriken angetroffen werden. Das Mühlenaufgabegut wird zuerst dem Streuwindsichter aufgegeben; Windsichter-Grobgut wird der Mühle zugeleitet. Die Mühle hat Mittenausstrag. Wird nur im Windsichter getrocknet, so kann Rohmaterial mit bis zu 6 % Feuchtigkeit getrocknet werden. Eine beheizte Prallmühle zusammen mit einem beheizten Becherwerk ermöglicht Trocknung mit höherer Anfangsfeuchtigkeit bis zu etwa 8 %.

Fig. 4.8. shows a drying-grinding arrangement, where pre-drying is performed in an impactor and the main drying in a mechanical air separator. A certain amount of drying is also performed in the bucket elevator. Drying in the bucket elevator as an auxiliary drying aid can often be found in American cement plants. Mill feed is primarily directed into the mechanical air separator, and separator tailings are fed into the mill. The mill has a center discharge. When employing only a mechanical air separator for drying, raw material with up to 6 % moisture can be dried. A heated impactor along with a heated bucket elevator allow for a higher initial moisture content of up to approximately 8 %.



- 1 Einkammerrohrmühle = One compartment tube mill
- 2 Schlagpralltrockner = Impact crusher-dryer
- 3 Sichter = Air separator
- 4 Zyklonentstauber = Cyclone dust collector

- 5 Becherwerk = Bucket elevator
- 6 Pneumatische Förderrinne = Pneumatic trough conveyor
- 7 Umluftgebläse = Circulating air fan
- 8 Abluftgebläse = Exhaust fan

Fig. 4.9. Mahltrocknungsanlage mit Vortrocknung und Vorzerkleinerung in einer Schlagprallmühle (System SKET/ZAB, Dessau)

Fig. 4.9. Drying-grinding plant with pre-drying and pre-crushing in impact grinding mill (system SKET/ZAB, Dessau)

Fig. 4.9. zeigt ein Mahlsystem mit Vortrocknung und Vorzerkleinerung des SKET/ZAB, Dessau.

Fig. 4.9. shows a grinding system with pre-drying and pre-crushing of the SKET/ZAB, Dessau.

Die Besonderheit dieses Mahlsystems besteht darin, daß der Schlagpralltrockner, der den überwiegenden Teil des zerkleinerten Aufgabegutes mechanisch austrägt und unmittelbar der Rohrmühle aufgibt, gasseitig mit einem Sichter mit Außenventilator in Reihe geschaltet ist. Dadurch kann das mit $500-800 \text{ g/m}^3$ beladene Abgas nach dem Schlagpralltrockner ohne jegliche Beeinflussung des Sichtvorganges auf einfache Weise entstaubt werden. Derartige Mahlanlagen werden bereits für Durchsätze von 320 t/h Rohmehl mit $12-15\%$ Rückstand auf dem 0.09 mm (4900 M/cm^2) Sieb gebaut. Die bei diesem Mahlsystem eingesetzte Rohrmühle ist mit sortierender Panzerung ausgerüstet und als Einkammerrmühle mit kleinem L/D-Verhältnis ausgeführt. Je nach Feuchte des Rohstoffes wird der Schlagpralltrockner mit $60-70\%$ des Vorwärmerabgases beaufschlagt. Dabei können Rohstofffeuchten bis zu 6% abgebaut werden. Das übrige Vorwärmerabgas kann je nach Bedarf über ein Gebläse mit vorgeschaltetem Strömsichter durch die Rohrmühle gesaugt werden. Über die Betriebsergebnisse einer derartigen Mahlanlage wurde in [48c] ausführlich berichtet.

The peculiarity of this system is that the impact crusher-dryer which discharges mechanically the main part of its feed directly into the raw mill, is connected in series to a separator with external blower. In that way, the exit gas with a dust load of $500-800 \text{ grams/m}^3$, can be cleaned in a simple way without impairing the separating process. Presently, such grinding plants are constructed with capacities up to 320 t/h (metric) of raw mix with $85-88\%$ passing the 170 mesh sieve. The ball mill used for this grinding system is a one-compartment mill with a low length/diameter ratio, and is furnished with classifying liners. According to the moisture content of the raw material, $60-70\%$ of the preheater exit gases are led into the impact crusher-dryer, which allows for removing of moisture contents of up to 6% . Depending on the requirements, the remaining preheater exit gas can be drawn by a fan through the ball mill, after passing an air-flow classifier. Detailed operating results of this kind of drying-grinding plant are reported in [48c].

4.16.2 Trocknung im Windsichter

Eine in Amerika häufig angetroffene Mahltrocknungsart ist die Rohmaterialtrocknung im Streuwind-sichter. Das Schema einer solchen Anlage ist in Fig. 4.10. dargestellt. In dieser Anlage wird Rohmaterial mit $6-8\%$ Feuchtigkeit getrocknet. Es wird nur Hochtemperaturwärme verwendet, die in einem mit Heizöl oder Erdgas beheizten Lufterhitzer erzeugt wird. Die Heißgastemperatur beträgt etwa 550°C .

4.16.2 Drying in mechanical air separator

A drying-grinding process often encountered in America, is raw material drying in the mechanical air separator. The flow chart of this arrangement is shown in Fig. 4.10. Such a plant dries raw material with a moisture content of $6-8\%$. Higher temperatures generated in a gas or oil fired heater are usually employed. The temperature of the hot gas is approximately 550°C . The flue gas leaves the air separator

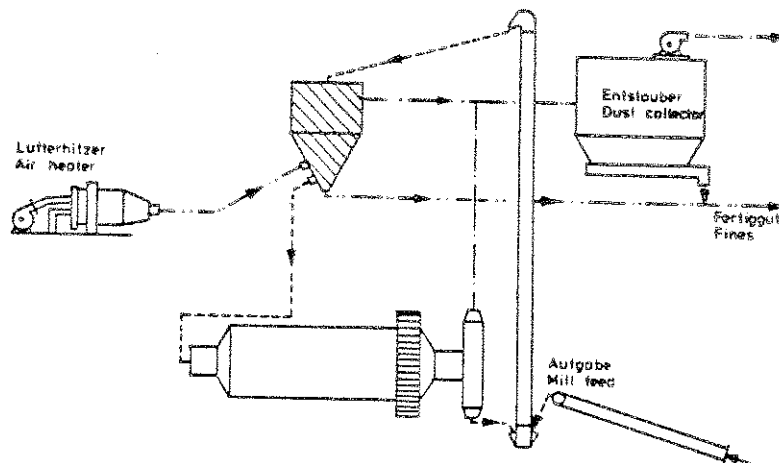


Fig. 4.10. Mahltrocknungsanlage mit Trocknung im Windsichter

Fig. 4.10. Drying-grinding plant with drying in air separator

Das Trocknungsgas verläßt den Windsichter mit einer Temperatur von etwa 90 °C. Der Strömungswiderstand des Streuwindsichters, der etwa 100–150 mm W.S. beträgt, sowie ein ungestörter Verlauf der Sichterarbeit beschränken die Menge der durch den Sichter hindurchgehenden Trocknungsgase; dies beschränkt die Trocknungskapazität des Windsichters.

with a temperature of approximately 90 °C. The pressure drop through the air separator, which is about 100–150 mm W.G., as well as a smooth separating process, limit the amount of dryer gases passing the air separator; this restricts the drying capacity of the separator.

Luftdurchlässigkeit von Windsichtern

Amerikanische Windsichter haben etwa folgende Luftdurchlässigkeiten beim Trocknen von Rohmehl (siehe Tabelle 4.16.2).

Air permeability of separators

American mechanical air separators have approximately the following air permeabilities when drying raw mix (see table 4.16.2).

Diese Zahlen müssen bei Berechnung der Trocknungskapazität von Windsichtern berücksichtigt werden. Dasselbe gilt für die Bemessung der Staubfilter.

These figures should be taken into consideration when determining the drying capacity of air separators. The same is valid for the sizing of dust collectors.

Die Mühle ist nicht mit Heißgasen beschickt; deshalb wird das feuchte Grobgut zuerst in den Streuwindsichter geleitet, wo es getrocknet und gesichtet wird. Die Beschickung des Windsichters mit grobem Material zieht eine starke Abnutzung der Windsichter-Schaukeln nach sich.

Hot gases do not enter the mill; therefore, the moist coarse material is first fed into the mechanical air separator, where it is dried and classified. Feeding the air separator with coarse material causes considerable wear of the separator's blades.

Tabelle 4.16.2.

Table 4.16.2.

Windsichter Durchmesser Separator diameter	Rohmehldurchsatz 10–20 % R/6400 M Raw mix capacity 80–90 % minus 200 mesh	Windsichter Motor Separator motor	Maximale Luftdurchlässigkeit Luftaustrittstemperatur 93 °C
			Maximum air outlet Air outlet temperature 93 °C
m	t/h	PS–HP	m ³ /min
4.25	30	75	450
4.85	65	125	765
5.50	110	300	1130
6.00	180	400	1700
6.70	270	550	2265
7.30	360	750	2830

4.16.3. Mahltrocknung in Luftstrommühlen

Fig. 4.5. – 4.10. stellen Mahlkreisläufe mit Umlaufbecherwerk und Schwerkraftrast aus der Mühle dar. Fig. 4.11. und 4.12. beziehen sich auf Luftstrommühlen, in denen die Umlaufmenge pneumatisch gefördert wird. Der Vorteil der Luftstrommühle liegt in der Möglichkeit der Verwertung großer Mengen heißer Abgase, im Bereich von etwa 2,6–3,9 kg Gas/kg Gut. Daher ist der spezifische Arbeitsbedarf von Luftstrommühlen um etwa 10–12 % höher als bei Becherwerksumlaufmühlen [48a]. Vorkehrungen sind getroffen, die Mühle mit der entsprechenden Heißgasmenge zu beschicken, um so einen hohen Mahleffekt zu erreichen. Eine Ausweichleitung ermöglicht es, die Gasmengen zu kontrollieren, um den jeweiligen Betriebserfordernissen entsprechen zu können.

In dem in Fig. 4.11. dargestellten Mahlkreislauf bläst der Luftstrom das Mahlprodukt aus der Mühle und trägt es aufwärts — zuerst in einen Luftstromsichter und dann in einen Zyklon — um das Feingut vom Gas zu trennen.

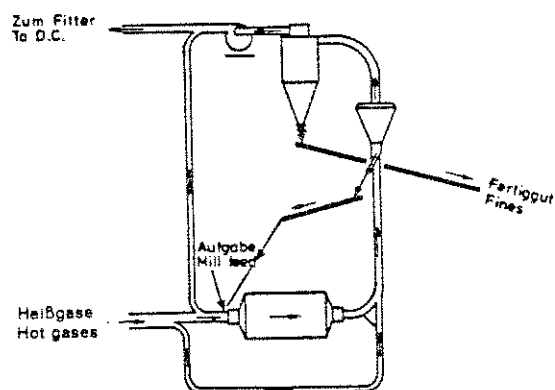


Fig. 4.11. Mahltrocknung in Luftstrommühle

Fig. 4.11. Drying-grinding in air-swept mill

Vom Luftstromsichter kann das Luft/Staub-Gemisch auch direkt in einen Staubfilter geleitet werden (sogenannte Direktabscheidung), bei entsprechend geringerem Energieaufwand (Druckverlust der Zykline).

Für Rohmaterial mit hohem Feuchtigkeitsgehalt wird ein Luftstrom-Mahltrocknungskreislauf angewendet wie er in Fig. 4.12. dargestellt ist.

Das Rohmaterial wird in eine außerhalb der Mühle befindliche Vortrockner-Steigrohrleitung zwecks Vortrocknung aufgegeben, so daß nur vorgetrocknetes Material in die Mühle eintritt. Nur ein kleiner Teil der Heißgase wird zwecks Nachtroknung in die Mühle geleitet. Eine maximale Korngröße des Mühlenaufgabegutes von 15 mm ist Voraussetzung für effektives Mahlen. Es ist jedoch schwierig, Rohmaterial mit hohem Feuchtigkeitsgehalt auf 15 mm Korngröße zu zerkleinern.

Die Luftgeschwindigkeiten in Luftstrommühlen betragen heute 3–8 m/s. Der Gehalt an festen Teil-

4.16.3. Drying-grinding in air-swept mills

Fig. 4.5. – 4.10. show grinding circuits with gravity mill discharge and bucket elevator for the circulating load. Fig. 4.11. and 4.12. refer to air-swept grinding mills, where the circulating load is carried pneumatically. The advantage of the air-swept grinding mill is in its suitability for utilizing great amounts of hot waste gases, which are in the range of 2.6–3.9 kg gas/kg of material. Thus the energy consumption for an air-swept grinding circuit is higher by approximately 10–12 % compared to the grinding circuit with bucket elevator [48a]. Provisions are made for an adequate amount of hot gases to enter the mill to attain a high grinding efficiency. To satisfy operational requirements, a by-pass arrangement allows for control of the amount of gases.

In the grinding circuit shown in Fig. 4.11., the air stream takes the ground product out of the mill and carries it upwards, first to a gravity-type separator, and then to a cyclone, where the fines are separated from the gas.

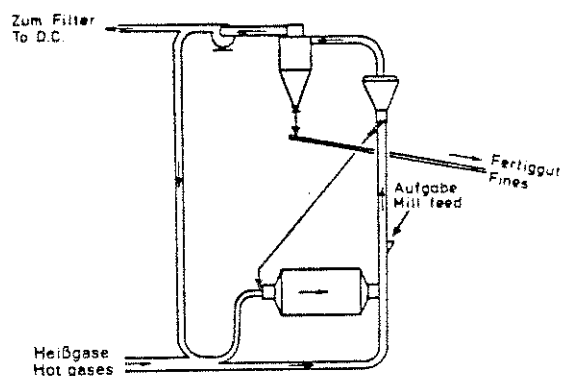


Fig. 4.12. Luftstrommühle mit Vortrocknung in Steigrohrleitung

Fig. 4.12. Air-swept mill with pre-drying in ascending duct

The air/dust mixture from the gravity type separator can also be directed into a dust filter (so-called direct separation), with a corresponding lower energy requirement (pressure loss of the cyclones).

For high moisture content of the raw material, the air-swept drying-grinding circuit as shown in Fig. 4.12. is used.

The raw material is fed into a pre-drying duct outside the mill for primary drying, so that only pre-dried material enters the mill. Only a small portion of the hot gases enter the mill to perform secondary drying. For effective drying-grinding, feed particle size should be limited to a maximum of 15 mm. However, reduction of the raw material with high moisture content to the required size is difficult.

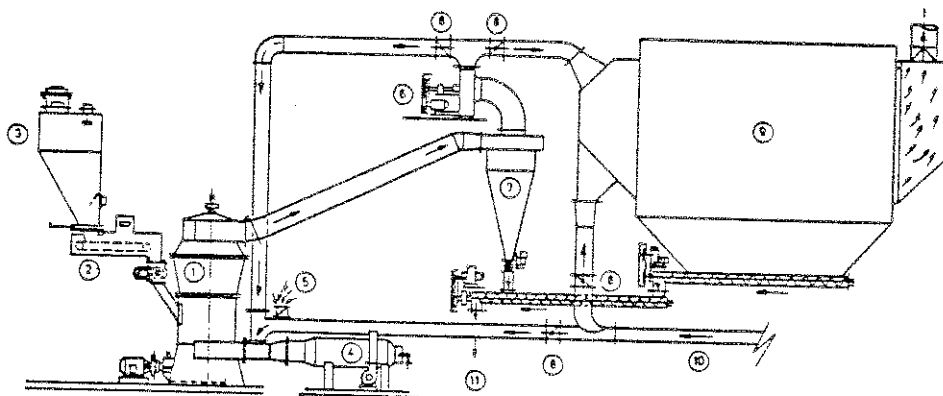
The air velocities in air-swept mills are presently 3–8 m/s. Between mill and gravity type separator

chen beträgt etwa 1500 g/Nm^3 zwischen Mühle und Prallsichter und etwa $250-500 \text{ g/Nm}^3$ nach Prallsichter. Der Ventilator der Luftstrommühle soll einem statischen Widerstand von etwa $55-65 \text{ mbar}$ entsprechen.

Die Investitionskosten einer Luftstrom-Mahlanlage sind im allgemeinen niedriger als die für eine Mahlanlage mit Becherwerksumlaufmühle und Streuwind-sichter.

4.16.4. Mahltrocknung in Rollenmühlen

Rollenmühlen oder Walzenschüsselmühlen (Loesche-Mühle, MPS-Mühle, Atox-Mühle, Polysius-Mühle usw.) arbeiten hauptsächlich als Mahltrocknungsanlagen. Rollenmühlen sind im Abschnitt 13 dieses Buches beschrieben. In Fig. 4.13. ist das Arbeitsschema einer Rollenmühle als Mahltrocknungsanlage dargestellt.



- 1 Rollenmühle = Roller mill
- 2 Dosierbandwaage = Weigh belt feeder
- 3 Rohmaterial-Behälter = Raw material bin
- 4 Lufterhitzer = Air heater
- 5 Frischluftzuführung = Tempering damper for fresh air
- 6 Zwischen-Gebläse = Intermediate fan

Fig. 4.13. Rollenmühle als Mahltrocknungsanlage

the content of solid particles amounts to about $1500 \text{ grams/stand. m}^3$, and about $250-500 \text{ grams/stand. m}^3$ after the gravity separator. The static pressure of the air-swept mill fan should be in the range of $55-65 \text{ mbar}$.

The investment costs of an air-swept mill grinding arrangement are generally lower than those of a grinding circuit with recirculating bucket elevator and air separator.

4.16.4. Drying-grinding in roller mills

Roller, or bowl-type mills (Loesche-mill, MPS-mill, Atox-mill, Polysius-mill, etc.) are mainly employed in drying-grinding circuits. Roller-mills are described in chapter 13 of this book. Fig. 4.13. shows the operating flow chart of a roller mill working as a drying-grinding unit.

- 7 Zyklon-Abscheider als Vorabscheider = Cyclone collector as primary collector
- 8 Drosselklappe = Damper
- 9 Staubfilter = Dust collector
- 10 Heißes Abgas vom Drehofen oder Klinkerkühler = Hot waste gas from rotary kiln or clinker cooler
- 11 Auslaß für getrocknetes Mahlgut = Discharge for dried fines

Fig. 4.13. Roller mill working as drying-grinding unit

Nachstehend sind Durchsatzzahlen der in Fig. 4.13. dargestellten Mahltrocknungsanlage angeführt [48b]:

Feuchtigkeit des Rohmaterials, %	10
Materialdurchsatz (trocken), t/h	115
Feuchtigkeitswasser, t/h	11.5
Aufgabekorngröße mm	25
Feinheit des Mahlgutes	
% Durchgang auf DIN-Sieb 0,09 mm	86
Heißes Ofenabgas, m ³ /min	2833
Temperatur, °C	285
Feuchtigkeit, Vol.-%	8
Frischluftzuführung, m ³ /min	0
Lufterhitzer-Gas, m ³ /min	1142
Temperatur, °C	678
kcal	4.2×10^6
Umlaufgas, m ³ /min	0

The following contains throughput data of the drying-grinding plant shown in Fig. 4.13. [48b]:

Feed moisture, %	10
Feed rate (dry) t/h	115
Feed moisture, t/h	11.5
Feed size, inch	1
Fineness of product	
% passing 170 mesh	86
Kiln waste gas volume, m ³ /min	2833
Temperature, °C	285
Moisture, % by volume	8
Tempering air, m ³ /min	0
Gas from air heater, m ³ /min	1142
Temperature, °C	678
kcal $\times 10^6$	4.2
Recycling gas, m ³ /min	0

4. Rohstofftrocknung

Gas in die Mühle, m ³ /min	3940
Temperatur, °C	354
Gas in den Zyklon, m ³ /min	3255
Temperatur, °C	79
Staubgehalt, g/m ³	604
Gas in den Staubfilter, m ³ /min	3255
Gasfeuchtigkeit, Vol.-%	19.8
Taupunkt, °C	56
Staubgehalt, g/m ³	47
Mühlen-kWh/t	5.1
Gebläse-kWh/t	5.0
Nebeneinrichtungen — kWh/t	0.2
Zusammen, kWh/t	10.3

4. Drying of raw materials

Mill inlet gas, m ³ /min	3940
Temperature, °C	354
Gas entering cyclone, m ³ /min	3255
Temperature, °C	79
Dust load, grams/m ³	604
Gas entering dust coll, m ³ /min	3255
Moisture, % by volume	19.8
Dew point, °C	56
Dust load, grams/m ³	47
Mill-Hph/t	6.9
Fan Hph/t	6.8
Auxiliary Hph/t	0.3
Total Hph/t	14.0

4.16.5. Schnelltrockner

Der Schnelltrockner besteht — im Gegensatz zum Trommeltrockner — hauptsächlich aus einem feststehenden, luftdichten zylinder- oder ellipsenförmigen Stahlgehäuse. Im unteren Teil enthält das Trocknergehäuse zwei rotierende, mit Wurfschaufeln versehene Wellen. Die rotierenden Wurfschaufeln zerstreuen das Trockengut in den Heißgasstrom. Auf diese Weise wird eine große Materialoberfläche den heißen Gasen ausgesetzt, wodurch ein schneller Wärmeübergang geschaffen wird. Die Drehung der Wurfschaufeln bewirkt auch, daß das Material mit einer bestimmten Geschwindigkeit zum Austragsende des Trockners gebracht wird. Die Trocknergase werden durch den Abzugsventilator entfernt. Die Bewegung von Trockengut und Heißgasen erfolgt im Gleichstrom. Im Schnelltrockner können alle Arten von Zement-Rohmaterial getrocknet werden.

Fig. 4.14. enthält eine schematische Darstellung des HAZEMAG-Schnelltrockners.

4.16.5. Rapid dryers

Unlike the rotary dryer, the rapid dryer is stationary and consists mainly of an air-tight cylindrical or elliptical steel shell. In its lower part, the shell is equipped with two rotating shafts which are supplied with paddles. The rotating shafts disperse the dryer feed in the hot gas stream. Thus, a large material surface is exposed to the hot gases creating a rapid heat transfer. The rotating action of the paddle equipped shafts carry the material at a predetermined speed to the discharge end of the dryer. Dryer gases are removed by action of the draft fan. Dryer feed and dryer gases are in parallel flow. The rapid dryer dries a variety of cement raw materials.

Fig. 4.14. shows a schematic of the HAZEMAG rapid dryer.

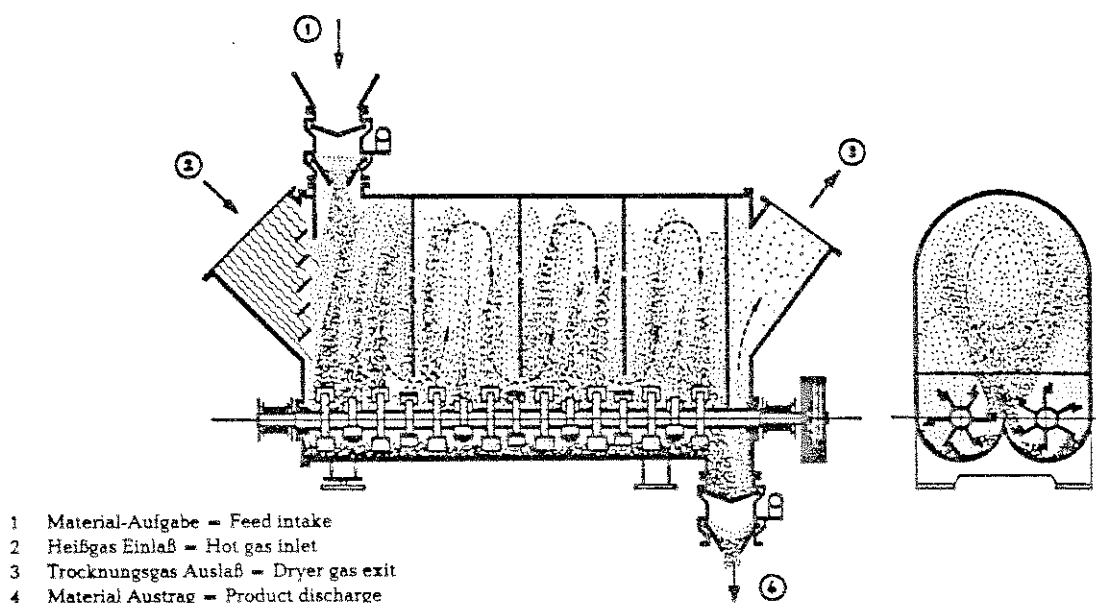


Fig. 4.14. Schematische Darstellung des HAZEMAG-Schnelltrockners

Fig. 4.14. Schematic of the HAZEMAG rapid dryer

4.16. Mahltrocknung

Wärmequellen für den Schnelltrockner sind: heiße Abgase aus Lufterhitzer, Drehofenabgase und Abwärme vom Rost-Klinkerkühler. Die Gaseintritts-temperatur in den Trockner kann bis 600 °C betragen.

Die im Schnelltrockner zu verwendende Gasmenge beträgt bis zu 2 m³/kg Trockner-Aufgabegut.

Der Wärmeverbrauch zum Trocknen von wassergranulierter Hochofenschlacke von 20 % Anfangsfeuchtigkeit bis 0.25 % Endfeuchtigkeit wird mit 943 kcal/kg Wasser angegeben.

Die Wärmebilanz des Schnelltrockners ist:

Wärme zur Verdampfung von Wasser (nützliche Arbeit)	68.5 %
Strahlungsverluste durch das Trockner-Gehäuse	6.0 %
Wärmeverlust in Trockner-Abgasen	14.5 %
Wärme im getrockneten Material	11.0 %
Zusammen	100.0 %

Daraus resultiert, daß der Wärme-Wirkungsgrad des Schnelltrockners 68.5 % beträgt. Dies gilt für 20 % Feuchtigkeit im Aufgabegut.

Tabelle 4.16.5 enthält Größen von Schnelltrocknern (Hersteller: Hazemag Dr. E. Andreas KG, Münster, Westfalen).

Tabelle 4.16.5.

Größe Size	Wasserverdampfung Water evaporation	Leistungsaufnahme Power requirement
	kg/h	kW
ASS 3	2800	36– 50
ASS 4	4000	40– 60
ASS 5	5000	40– 80
ASS 6	6500	60–100
ASS 7	12000	60–120
ASS 8	20000	80–200

4.16.6 Polysius-Aerofall-Mühle als Mahltrockner

Die Polysius-Aerofall-Mühle wird vorwiegend zur autogenen Mahlung in der Erzaufbereitung verwendet, findet aber auch zunehmend Verwendung in der Zementindustrie, besonders zur Mahltrocknung von Zement-Rohmaterial.

Die Polysius-Aerofall-Mühle ist eine kurze Rohrmühle mit großem Durchmesser. Das Verhältnis von Durchmesser zur Länge ist etwa 3 : 1 bis 5 : 1.

Innen ist die Polysius-Aerofall-Mühle mit Hub- und Lenkleisten versehen. Die Hubleisten sollen das Mahlgut möglichst hoch heben, damit es eine große Fallhöhe bekommt und dann beim Aufprall zerbricht.

Die Stirnwände der Mühle sind mit Lenkleisten versehen, um das fallende Mahlgut sowie eventuell vor-

4.16. Drying-grinding

The hot gases to the rapid dryer can come from an air heater, or as waste heat from rotary kilns, or from grate clinker coolers. The gas inlet temperature to the dryer can be up to 600 °C.

The rapid dryer allows the use of up to 2 m³ of dryer gases per 1 kg of dryer feed.

The heat consumption for drying of water granulated blast furnace slag from an initial moisture of 20 % to a final moisture content of 0.25 % is quoted as 943 kcal/kg of water.

The heat balance of the Rapid dryer is:

Heat used for evaporation of moisture (useful work)	68.5 %
Losses by radiation through shell	6.0 %
Heat losses in dryer exit gases	14.5 %
Heat in dried material	11.0 %
Total	100.0 %

This shows that the heat efficiency of the rapid dryer is 68.5 %. This applies to 20 % moisture in the dryer feed.

Table 4.16.5. contains sizes of rapid dryers (manufacturer: Hazemag Dr. E. Andreas KG, Münster, Westfalen, Germany).

Table 4.16.5.

4.16.6 The Polysius-Aerofall-mill as a drying-grinding plant

The Polysius-Aerofall-mill which is predominantly used for autogenous grinding in the preparation of ores, is now increasingly employed in the cement industry, particularly for drying-grinding of cement raw material.

The Polysius-Aerofall-mill is a short tube mill with a large diameter. The ratio of diameter to length is approximately 3 : 1 to 5 : 1.

The Polysius-Aerofall-mill is equipped inside with lifters and steering flights. The lifters have to carry the charge upwards as high as possible, in order to give the material a height great enough to assure bursting of particles when they drop and bounce.

To create a denser packing, the mill heads are equipped with steering flights, for directing the mill

handene Mahlkörper zur Mühlenmitte zu lenken und so eine dichtere Füllung zu erreichen.

In Fig. 4.15.1. ist die Polysius-Aerofall-Mühle dargestellt.

Die Polysius-Aerofall-Mühle wird durch einen der beiden Hohlzapfen beschickt. Das Verhältnis der Korngrößen von Aufgabegut zu Fertiggut liegt zwischen 100 : 1 und 1000 : 1.

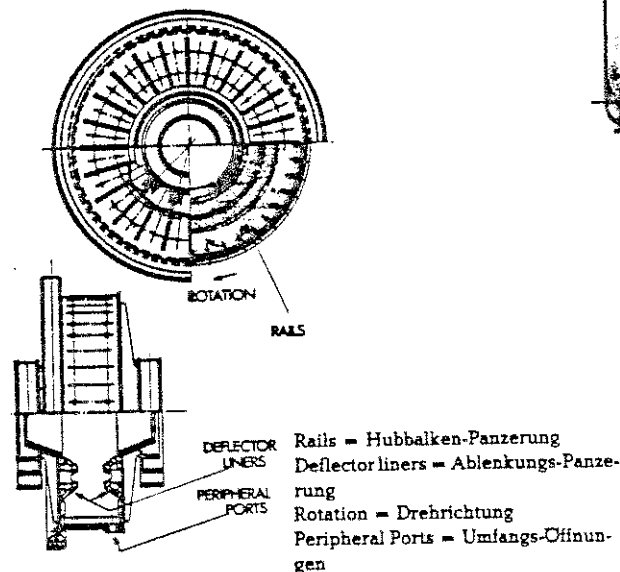


Fig. 4.15.1. Polysius-Aerofall-Mühle (Teilschnitte)

Fig. 4.15.1. Polysius-Aerofall mill; partial cross-sections

Der Austrag des Mahlgutes erfolgt durch einen Gasstrom, dessen Geschwindigkeit auf die gewünschte Endkorngröße einzustellen ist. Das Gas tritt durch den Beschickungszapfen in die Mühle ein, erfasst das Mahlgut und verläßt die Mühle durch den gegenüberliegenden Mühlenhalszapfen, um in die nachgeschalteten Aggregate geleitet zu werden. In den nachgeschalteten Zyklonen und Sichtern erfolgt die Korntrennung. Das Überkorn wird der Mühle nochmals zugeleitet oder auch in einer Kugelmühle auf die gewünschte Kornfeinheit gemahlen; diese Nachmahlung ist für Zementrohstoffe manchmal unentbehrlich.

Bei Zement-Rohmaterial läßt sich autogene Mahlung nicht komplett durchführen. Es werden daher Mahlkörper verwendet, deren Menge einem Mühlenfüllungsgrad von etwa 6–12 % entspricht. Mit der Hilfsmahlkörperfüllung wird eine bessere Schlagzerkleinerung erzielt. Der Durchmesser der Mahlkugeln beträgt 100–130 mm.

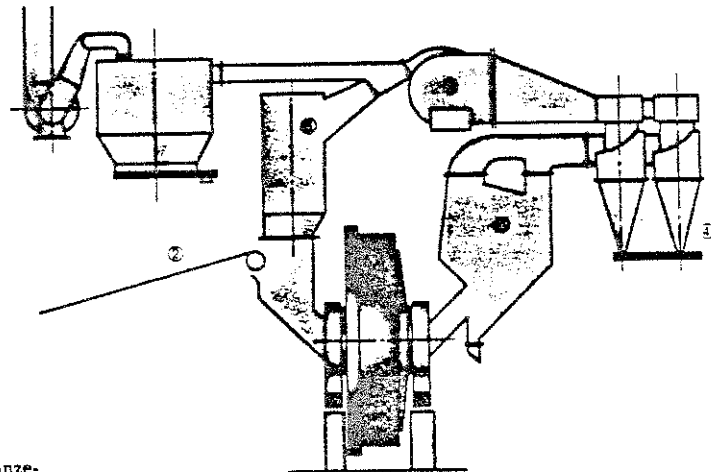
Der Material-Füllungsgrad der Polysius-Aerofall-Mühle liegt zwischen 28 und 30 %.

Polysius-Aerofall-Mühlen arbeiten mit etwa 75 % der kritischen Drehzahl. Häufig wird auch mit höherer

feed as well as the grinding media — if present — towards the mill center.

The Polysius-Aerofall-mill is shown in Fig. 4.15.1.

The Polysius-Aerofall-mill is fed through one of the mill trunnions. The ratio of particle sizes of the mill feed to those of the mill product is within the limits of 100 : 1 and 1000 : 1.



- 1 Polysius-Aerofall-Mühle = Aerofall Mill
- 2 Aufgäbe = Feed System
- 3 Spiralsichter = Vertical Classifier
- 4 Zyklonabscheider = Cyclone Collectors
- 5 Gebläse = Draft Fan
- 6 Heißgaserzeuger = Air Heater
- 7 Entstaubungsanlage = Exhaust System

Fig. 4.15.2. Polysius-Aerofall-Mahl-trocknungsanlage

Fig. 4.15.2. Polysius-Aerofall drying-grinding plant

Discharge of the mill feed is performed by action of a gas stream; the velocity of the gas stream controls the particle size of the mill product. The gas enters the mill through the trunnion, seizes the mill feed and leaves the mill through the opposite mill trunnion to pass into the next line of machinery. The succeeding cyclones and separators perform the particle separation. The oversize particles are returned to the mill or are ground in a separate ball mill to the required size. This subsequent grinding of cement raw materials is sometimes indispensable.

Comminution of cement raw materials cannot be completely performed by autogenous grinding. Therefore grinding media are employed in an amount comprising approximately 6–12 % of the mill volume. With the auxiliary charge of grinding media, a better reduction by impact can be achieved. The grinding balls used are of 100–130 mm diameter.

The material loading charge of the Polysius-Aerofall-mill is within the limits of 28 and 30 %.

Polysius-Aerofall-mills operate at approximately 75 % of the critical speed. Frequently, however, a

Drehzahl gefahren. So wird z. B. eine Polysius-Aerofallmühle von 8,25 m Manteldurchmesser mit 84 % der kritischen Drehzahl gefahren.

Der Mahlkörperverschleiß bei der Mahlung von Zementrohstoffen wird mit etwa 20–50 g/t Durchsatz angegeben. Der Verschleiß an Panzerplatten beträgt etwa 6–18 g/t Durchsatz. Die Größe des Aufgabegutes ist maximal 210 mm; die Korngröße des Mahlgutes ist maximal 0,3 mm.

Eine Polysius-Aerofall-Mühle 8,25 m Durchmesser, 1,86 m lang, mit einer nachgeschalteten Feinmühle hat einen Durchsatz von 170 t/h trockenes Mahlgut aus einem feuchten Rohmaterial von 200 t/h; dies entspricht einem Feuchtigkeitsgehalt von 15 %, bezogen auf Naßgut [49]. Der Wärmeverbrauch zum Trocknen beträgt 1000 kcal/kg Wasser. Die zum Trocknen verwendete Wärme besteht hauptsächlich aus Drehofenabgas und Kühlerabluft; nur etwa 20 % des Wärmebedarfs werden zugeheizt. Die Hälfte des in der Polysius-Aerofall-Mühle gemahlten Gutes hat eine Feinheit 1 % R auf dem 0,2 mm (900 M/cm²) Sieb und 16 % R auf dem 0,09 mm (4900 M/cm²) Sieb. Die andere Hälfte des Mahlgutes sind Griesse, die in der Feinmühle auf Endfeinheit gemahlen werden. Der Strömungswiderstand des Gesamtsystems beträgt etwa 500 mm W.S., wovon 280 mm auf die Polysius-Aerofall-Mühle entfallen.

In Fig. 4.15.2 ist ein Fließschema einer Polysius-Aerofall-Mahltrocknungsanlage dargestellt.

Die Leistungsaufnahme der Großmotoren beträgt:

Aerofall-Mühle	1100 kW
Feinmühle	1150 kW
Aerofall-Mühlengebläse	780 kW
Klinkerkühler-Mittenabluft	200 kW
Staubfilter-Gebläse	350 kW
Zusammen	3580 kW
3580 kW · 1 h = 3580 kWh	

Spezifischer Energieverbrauch:

$$\frac{3580 \text{ kWh}}{200 \text{ t/h}} = 17.9 \text{ kWh/t Aufgabegut, oder}$$

$$\frac{3580 \text{ kWh}}{170 \text{ t/h}} = 21.0 \text{ kWh/t Rohmehl}$$

Beim spezifischen Energieverbrauch ist zu beachten, daß die Polysius-Aerofall-Mühle in diesem Falle als Nachbrecher, Vormahlmühle und Trockner arbeitet. Der Luftbedarf beträgt 1–2 m³/kg Mahlgut. Die Luftgeschwindigkeit in der Mühle ist etwa 3 m/s und in den Rohrleitungen hinter der Mühle etwa 15–25 m/s, abhängig von der Korngröße des Materials.

Im Jahre 1982 erwarb die Krupp Polysius AG, Dachgesellschaft der Polysius Corp. in Atlanta, Georgia, USA, gewisse Aktiva, Technologien und den Namen Aerofall von der früheren Aerofall Mills, Inc., zwecks Einverleibung in die Polysius Organisation [48d].

higher speed is employed, for example a Polysius-Aerofall-mill with an outer diameter of 8.25 m is being operated at 84 % of the critical speed.

The wear of grinding media when grinding cement raw materials is approx. 20–50 grams/t of mill throughput. The wear of mill liners is approx. 6–18 grams/t of mill throughput. The size of the mill feed is up to 210 mm. The particle size of the mill product is minus 300 microns.

A Polysius-Aerofall-mill, 8.25 m diameter and 1.86 m long with a succeeding fine grinding mill, has a throughput of 170 t/h of dry material coming from 200 t/h of moist material; this is equal to a moisture content of 15 % referred to the moist raw material [49]. The heat requirement for drying is 1000 kcal/kg of water. The heat used for drying consists mainly of waste heat from the rotary kiln and clinker cooler; only 20 % of the heat requirement is added by separate heating. Half of the material ground in the Polysius-Aerofall-mill has a fineness of 1 % residue on the N° 70 sieve, and 16 % residue on the N° 170 sieve. The other half of the material is ground in the fine grinding mill to the required fineness. The pressure drop through the entire system is approximately 500 mm W.G.; from this, 280 mm are attributed to the Polysius-Aerofall-mill.

Fig. 4.15.2. shows a flow-chart of an Polysius-Aerofall drying-grinding plant.

Power demand of the large motors is:

Aerofall mill	1100 kW
Fine grinding mill	1150 kW
Aerofall-mill blower	780 kW
Clinker cooler intermediate air	200 kW
Dust collector fan	350 kW
Total	3580 kW
3580 kW · 1 h = 3580 kWh	

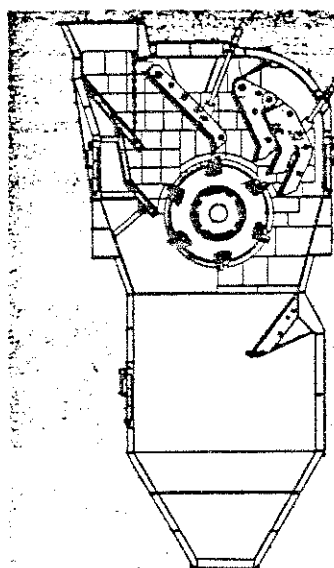
Specific energy consumption:

$$\frac{3580 \text{ kWh}}{200 \text{ t/h}} = 17.9 \text{ kWh/t of mill feed, or}$$

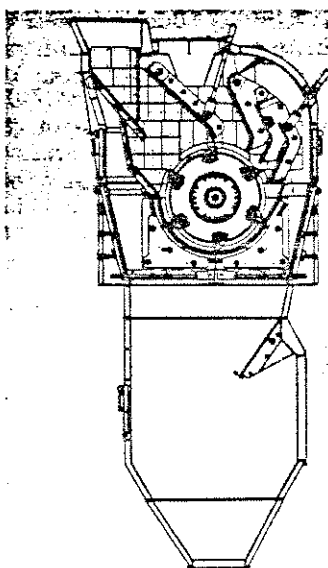
$$\frac{3580 \text{ kWh}}{170 \text{ t/h}} = 21.0 \text{ kWh/t of raw mix}$$

It should be taken into consideration that the Polysius-Aerofall-mill works as a secondary crusher, preliminary grinding mill and as a dryer. The air requirement is 1–2 m³/kg of mill feed. The air velocity inside the mill is approximately 3 m/s, and in the ducts behind the mill approx. 15–25 m/s, depending on the particle size of the material.

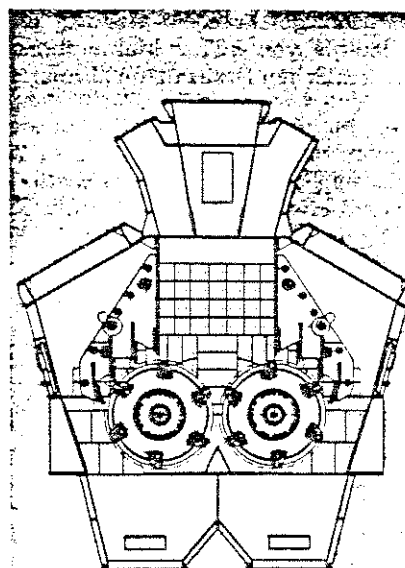
In 1982, Krupp Polysius AG, parent company of Polysius Corp. in Atlanta, Georgia, USA, acquired certain assets, technologies, and the name Aerofall from the former Aerofall Mills, Inc. The acquired assets have been incorporated into the Polysius organization [48d].



Einrotorige Ausführung
Single rotor design



Einrotorige Ausführung mit Mahlrost
Single rotor design with grate



Doppelrotorige Ausführung
Double rotor design

Fig. 4.16. Schematische Darstellung von Prallbrecher-Trocknern

Fig. 4.16. Schematic of impact crusher-dryers

4.17. Pralltrocknung

Prallbrecher haben einen hohen Zerkleinerungsgrad von 1 : 60 bis 1 : 80 je nach der Härte des Rohstoffes. Diese laufende Kornaufspaltung bewirkt eine ständige Vergrößerung der Oberfläche des Brechgutes, wodurch günstige Wärmeaustauschbedingungen geschaffen werden. Das durch den Prallbrecher hindurchgehende Heißgas erhält durch den Rotor eine turbulente Strömung, wodurch ein inniger Kontakt zwischen Gas und Gut geschaffen wird. Infolge der günstigen Wärmeaustauschbedingungen kann beim Pralltrockner mit einem verhältnismäßig niedrigen Wärmegefälle gearbeitet werden. Rohmaterialien mit Anfangsfeuchtigkeiten bis zu 6 % können mit Drehofenabgasen oder Klinkerkühlerabluft von 250–350 °C getrocknet werden. Für Anfangsfeuchtigkeiten bis zu 12 % sind Heißgastemperaturen von etwa 400–750° erforderlich. In diesen Fällen können aufgeheizte Ofenabgase oder Klinkerkühlerabluft verwendet werden [50]. Darüber hinaus ist mit der doppelrotorigen Ausführung bei einer Heißgastemperatur von 800 °C die Möglichkeit gegeben, auch Materialien mit plastischen und klebenden Eigenschaften bis zu einem Anfangswassergehalt von 25–30 % H₂O zu trocknen und zu zerkleinern. Der Ein- und Austrag des Materials erfolgt über Doppelpendelschleusen, um einen zusätzlichen Anteil an Falschluff zu vermeiden.

Fig. 4.16. zeigt schematisch drei Prallbrecher mit Pralltrocknungs-Einrichtungen. Tabelle 4.17. enthält Durchsatzzahlen für Prallbrecher-Trockner (Hersteller: Hazemag, Münster, Westfalen).

4.17. Impact drying

The degree of comminution of impact crushers is in the range of 1 : 60 to 1 : 80, depending on the hardness of the raw material. This continuing disintegration causes a constant increase of surface area of the crushed material, thereby creating more favorable heat transfer conditions. The revolving rotor puts the flue gas, passing the impact crusher into a turbulent flow, thus creating a thorough contact between gas and crusher feed. Due to the favorable heat transfer conditions, the impact dryer can be operated with a relatively low temperature gradient. Raw materials with initial moisture contents up to 6 %, can be dried using rotary kiln exit gases, or clinker cooler exit air at a temperatur of 250–300 °C. Initial moisture contents up to 12 % require flue gas temperatures of approximately 400–750 °C. In these cases supplementary heating of kiln waste gases or clinker cooler waste air can be employed [50]. Applying hot gases with temperatures of about 800 °C to the double rotor impact crusher, it is also possible to crush and dry plastic and sticky material with an initial moisture of 25–30 % H₂O. To prevent infiltration of false air, feeding and discharging of the impact crusher is performed trough double gate locks.

Fig. 4.16. shows a scheme of three impact crushers with drying arrangements. Table 4.17. contains capacity figures for impact crusher-dryers (manufacturer: Hazemag, Münster, Westfalen, Germany).

Tabelle 4.17.

Table 4.17.

Typ * Einrotorige Ausführung t/h	Leistung t/h	H ₂ O-Verdampfung t/h	Erforderliche Wärme kcal/h	Gewicht ca. kg	Aufgabestücke ** Längste Kantenlänge mm
Type * Single Rotor Design	Capacity t/h	H ₂ O evaporation t/h	Heat requirement kcal/h	Weight approx. kg	Size of feed ** length of longest edge mm
APT 0	1- 3	0.45	450 000	1 850	100
APT 1	3- 6	0.75	800 000	2 900	150
APT 2	6- 15	1.40	1 500 000	4 900	150
APT 3/100 S	15- 25	2.00	2 200 000	8 300	200
APT 3/200 S	50- 80	4.00	4 500 000	19 700	200
APT 4	25- 40	3.00	3 500 000	13 600	250
APT 4 Br.	40- 60	4.70	5 000 000	15 600	300
APT 4/80	50- 80	7.00	7 500 000	23 500	300
APT 6	80-150	12.00	13 000 000	38 000	400
APT 6 Br.	120-200	20.00	22 000 000	60 000	400
APT 7/225 S	150-250	25.00	27 500 000	120 000	600
APT 7/300 S	200-300	32.00	35 000 000	140 000	800
Zweirotorige Ausführung Double Rotor Design					
APT 4/II	25- 80	8.00	9 000 000	31 000	400
APT 4/Br./II	40-100	12.00	13 000 000	39 000	400
APT 4/80/II	80-150	16.00	17 000 000	49 000	500
APT 6/II	100-180	20.00	21 000 000	64 000	600
APT 6 Br./II	180-260	26.00	28 000 000	102 000	600
APT 7/225 II	250-400	56.00	58 000 000	190 000	800
APT 7/300 II	300-600	70.00	75 000 000	215 000	800
* Bei normalen Verhältnissen für Zerkleinerung und Trocknung					
** Je nach der Type der am Materialeinlauf angebrachten Doppelpendelschleuse					
* At normal conditions for crushing and drying					
** According to the type of double pendulum flap gate fitted to the material inlet					

Der spez. Wärmeverbrauch beim Trocknen im Pralltrockner beträgt je nach Wassergehalt und Material 950-1100 kcal/kg verdampftes Wasser

According to the moisture content and the properties of the raw material, the specific heat consumption for drying in the impact crusher is in the range of 950-1100 kcal/kg of evaporated water.

4.18. Die Tandem-Mahl trocknungsanlage (KHD Humboldt Wedag AG)

Diese Neuentwicklung (s. auch Fig. 4.26.) wurde bisher für Rohmaterialfeuchten bis zu 15 % und für Leistungen bis zu 350 t/h errichtet.

Die Tandem-Mahl trocknungsanlage ist gekennzeichnet. Before entering the impact hammer mill, the raw material with a moisture content of up to 15 % passes through a short air-swept tube mill. Instead of a grate, the impact hammer mill is furnished with a solid bottom. The material leaving the impact hammer mill and the tube mill, is pneumatically conveyed to one common air flow classifier.

Rohmaterial bis zu 100 mm Stückgröße wird über eine Doppelpendelklappe und eine mit Leitblechen ausgerüstete Vortrocknungsstrecke der Prallhammermühle aufgegeben. Diese Vortrocknungsstrecke,

4.18. The Tandem drying-grinding plant (KHD Humboldt Wedag AG)

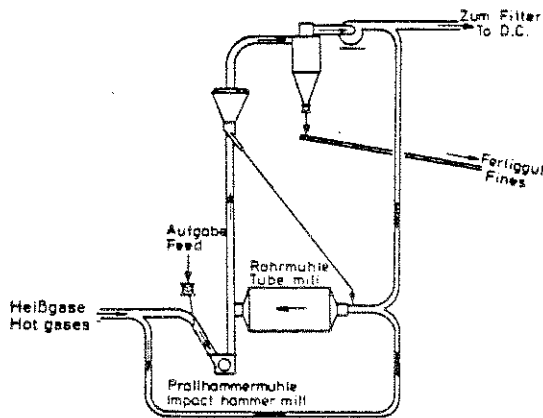
To this writing, this development (see also Fig. 4.26.) was constructed for raw material moistures of up to 15 %, and for capacities up to 350 t/h (metric).

The impact hammer mill of the Tandem drying-grinding plant works in conjunction with a short air-swept tube mill. Instead of a grate, the impact hammer mill is furnished with a solid bottom. The material leaving the impact hammer mill and the tube mill, is pneumatically conveyed to one common air flow classifier.

Before entering the impact hammer mill, the raw material with particle sizes of about 100 mm, passes first a predrying track, equipped with a double flap valve and with deflector plates. The drying gases are

an deren Oberteil die Trocknungsgase eingeführt werden, ist der Feuchte des Rohmaterials angepaßt. Das vorgetrocknete Rohmaterial und die Trocknungsgase treten gemeinsam in die Prallhammermühle ein. Das auf 0 bis etwa 10 mm vorzerkleinerte und je nach Mahlbarkeit 15–35 % Fertiggut enthaltende Material wird mit dem Gasstrom durch eine aufsteigende Rohrleitung zum Luftstromsichter transportiert und erfährt hierbei noch eine Nachtrocknung.

Nach Aussichtung der Feinanteile wird das grobe Material der kurzen Einkammer-Rohrmühle aufgegeben, die eine kugelsortierende Panzerung hat. Zwecks Nachtrocknung wird ein Teil der Trocknungsgase durch die Rohrmühle geleitet. Durch eine Austragungswand gelangt das gemahlene Gut, unterstützt durch Rückluft vom Mühlengebläse in die Steigleitung zum Luftstromsichter. Ein Zyklon zur Abscheidung des Rohmehles und das Mühlengebläse vervollständigen die Anlage.

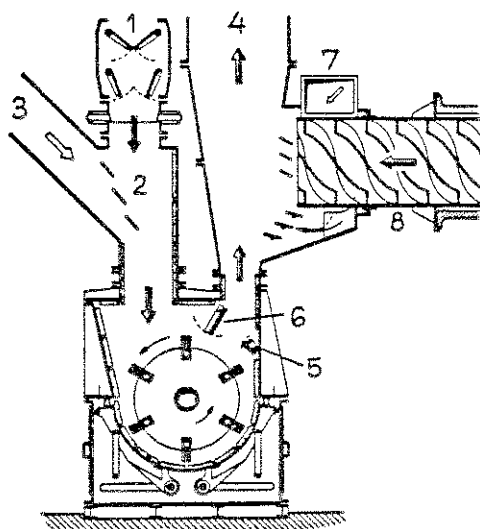


introduced through the upper of this predrying track, which is adjusted to the moisture of the raw material. The predried raw material, together with the drying gases enter the impact hammer mill. The precrushed material in the size of 0–10 mm, containing according to its grindability about 15–35 % of finished product, is carried by the gas stream through an ascending duct into an air flow classifier. During this procedure, additional drying is performed.

After separation of the fines, the rejects are fed into the short, one-compartment tube mill, which is equipped with classifying lining. A partial gas stream passes the tube mill for secondary drying of the mill feed. After passing a discharge diaphragm, the ground material is carried by means of the mill blower's return air through an ascending duct to the air flow classifier. A cyclone, to separate the raw mix, and a mill blower complete the plant's equipment.

Fig. 4.17. Tandem-Mahltrocknungsanlage mit Vorzerkleinerung und Vortrocknung in der Prallhammermühle und im Steigrohr

Fig. 4.17. Tandem drying grinding plant with pregrinding and predrying in the impact hammermill and in the ascending duct



- 1 Doppelpendelklappe für Luftabschluß = Double flap valve as air lock
- 2 Verteilerbleche = Distribution plates
- 3 Einlaß von Trocknungsgasen = Inlet of drying gases
- 4 Steigrohr = Ascending duct
- 5 Prallbalken = Impact bar
- 6 Gasleitklappe = Gas deflector plate
- 7 Rückluft vom Mühlengebläse = Return air from mill blower
- 8 Rohrmühlen-Austrag = Tube mill discharge

Fig. 4.18. Prallhammermühle der Tandem-Mahltrocknungsanlage

Fig. 4.18. Impact hammermill of the Tandem drying-grinding plant

Fig. 4.17. zeigt eine schematische Darstellung der Tandem-Mahltrocknungsanlage.

Fig. 4.18. zeigt eine teilweise Abbildung der Tandem-Mahltrocknungsanlage, in welcher die Vortrocknungsstrecke mit Materialaufgabe und Trocknungs-

Fig. 4.17. shows a schematic of the tandem drying-grinding plant.

Fig. 4.18. presents a partial picture of the tandem drying-grinding plant, showing the predrying track with material feeder, the inlet of the drying gases, the

4.19. Schlagpralltrockner

gas-Zuführung, die Prallhammermühle sowie die Anordnung des Austrages von Prallhammermühle und Rohrmühle dargestellt sind.

Rohmaterial mit einem Feuchtigkeitsgehalt bis 8 % kann mit Wärmetauscherabgasen getrocknet werden. Höhere Feuchtigkeit bis 15 % erfordert einen zusätzlichen Luftherhitzer oder auch heiße Abluft vom Rostkühler.

4.19. Schlagpralltrockner

Der Schlagpralltrockner, auch ET-Hammermühle genannt (hergestellt von F.L. Smidth, Kopenhagen) eignet sich für die Zerkleinerung und gleichzeitige Trocknung von weichem, nicht schleißendem Material mit hohem Wassergehalt, wie z. B. Ton, Kreide, Schlammfilterkuchen usw. Bei einer Eintrittstemperatur der Trocknungsgase bis zu 800 °C, lassen sich Rohmaterialien mit einer Anfangsfeuchtigkeit bis zu 30 %, zu einer Endfeuchtigkeit bis zu 1 % trocknen. Die Zerkleinerung erfolgt bis zu einem Rückstand von einigen Prozent auf dem 1-mm-Maschensieb. Fig. 4.19. zeigt den Querschnitt einer ET-Hammermühle.

Die ET-Hammermühle ist mit geschlossenem Boden und Sichterammer ausgerüstet. Dadurch wird ein langer Aufenthalt des Materials in der Hammermühle erzielt; ein hoher Trocknungsgrad sowie ein hoher Zerkleinerungsgrad von 1 : 100 und darüber

4.19. Dryer-Pulverizer

impact hammer mill, as well as the discharge arrangement from the impact hammer mill and from the tube mill.

It is theorized that a moisture content of up to 8 % can be dried with raw mix preheater waste gases. Higher moisture up to 15 % requires a separate air heater or hot waste air from the clinker grate cooler.

4.19. Dryer-Pulverizer

The ET-Hammer mill (manufactured by F.L. Smidth, Copenhagen) is a dryer-pulverizer, specially designed for crushing and drying of soft, non-abrasive cement raw material with a high moisture content, such as clay, chalk, and slurry filter cake. With an inlet temperature of the hot gases of up to 800 °C, raw material with an initial moisture of up to 30 %, can be dried to a residual moisture of 1 %. Size reduction can be performed to a fineness of several percent residue on the No. 18 sieve (1,000 micron). Fig. 4.19. shows a cross-section of the ET-hammer mill.

The ET-hammer mill is provided with an enclosed base and with a separation compartment. This design results in a longer residence time of the raw material in the mill, thus ensuring a high degree of drying; a size reduction ratio of 1 : 100 and more, can be

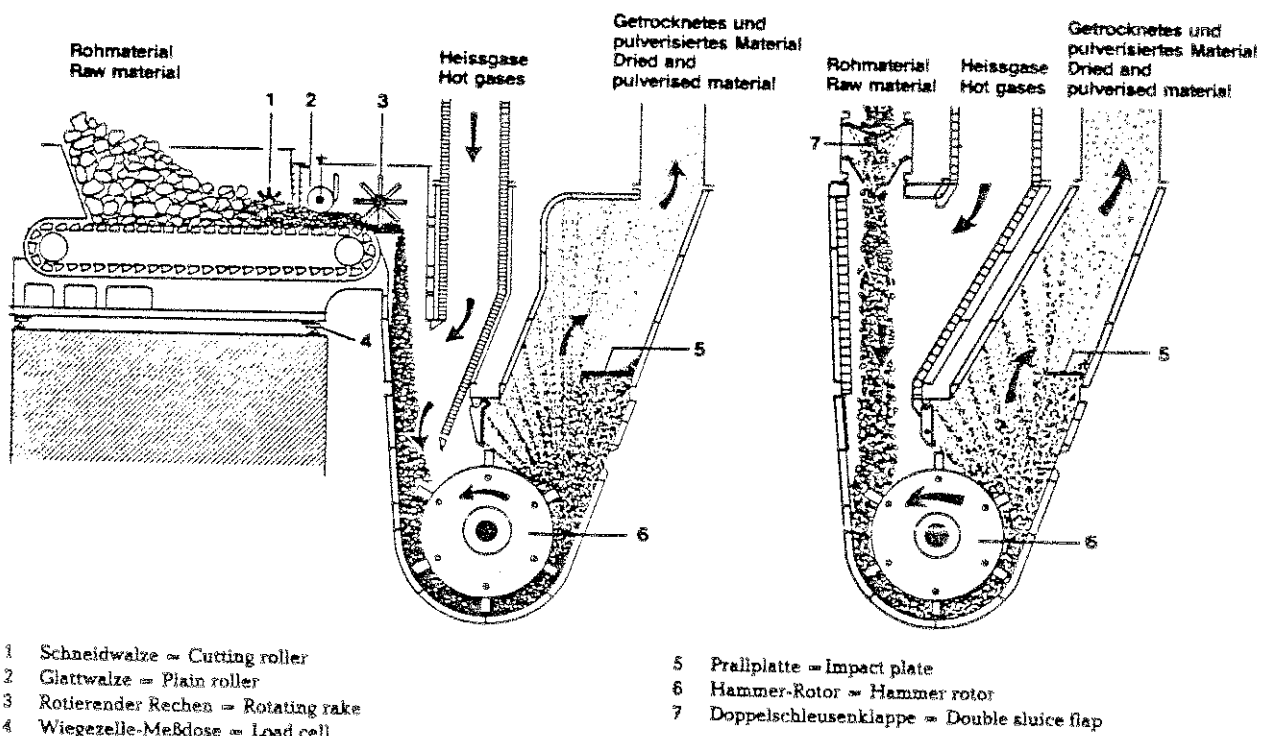


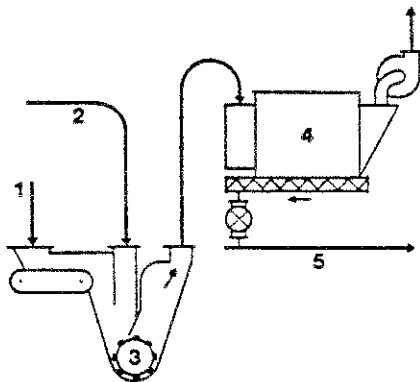
Fig. 4.19. Querschnitt durch Schlagpralltrockner (ET-Hammermühle)

Fig. 4.19. Cross-section of the dryer-pulverizer (ET-hammer mill)

werden gewährleistet. Nach Angaben des Herstellers beträgt der spezifische Arbeitsbedarf der ET-Hammermühle etwa 3–6 kWh/t und ist bei plastischem Material am höchsten. Die Umfangsgeschwindigkeit der Hämmer beträgt 25–35 m/s.

Die nachfolgend aufgeführten Fließdiagramme zeigen einige typische Anwendungsarten des FLS-Schlagpralltrockners.

Gemäß Fig. 4.20. wird das Rohmaterial nur im Schlagpralltrockner behandelt; wie ersichtlich, ist das Betriebssystem dieser Anlage unkompliziert.



- 1 Rohmaterial = Raw material
- 2 Heißluft = Hot gases
- 3 Schlagpralltrockner, FLS = Dreyer-pulverizer, FLS
- 4 E-Staubabscheider = E-precipitator

Fig. 4.20. Grundsätzliches Betriebssystem des Schlagpralltrockners

Fig. 4.20. Fundamental operational layout of the dryer-pulverizer

Im Fließschema der Fig. 4.21. wird das Rohmaterial aus dem Schlagpralltrockner in den Stromwindsichter gesaugt. Von hier wird das Grobgut einer Kugelmühle aufgegeben, während das Feingut über einen Zyklon und E-Staubabscheider dem Silo zugeführt wird. Gegebenenfalls kann die Kugelmühle zwecks besserer Trocknung mit Heißluft belüftet werden.

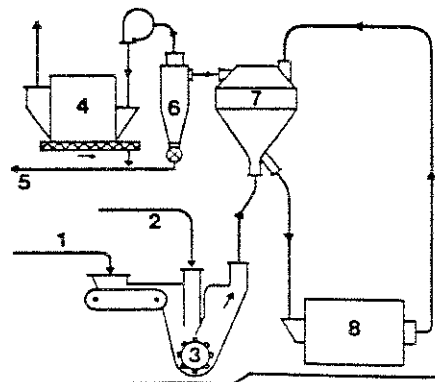
Das Fließdiagramm Fig. 4.22. (F.L. Smidth) veranschaulicht einen Prozeß, bei dem eine Trocken- und Feinmahanlage mit einem modernen Vorkalzinerofen verbunden ist. Da die Ofenabgase zum Trocknen des Filterkuchens nicht ausreichen, wird die Überschußluft vom Rostkühler ausgenutzt. Ferner muß Zusatzwärme von einem Hilfsbrenner geliefert werden. Diese Einrichtung ist in den Fällen interessant, in denen die Naßaufbereitung der Rohmischung das geeignetste Verfahren ist.

Direkt mit Drehofen verbundene Trocken- und Feinmahanlage (Fig. 4.22a).

attained. According to the manufacturer, the specific power requirement of the ET-hammer mill is in the range of 3–6 kWh/metric ton; plastic material shows the highest specific power requirement. The circumferential speed of the hammers is about 25–35 m/s.

The following schematic flow charts show some typical layouts of FLS-dryer-pulverizer installations.

According to Fig. 4.20. the raw material is treated only in the dryer-pulverizer, and the principle of operation is a simple one.



- 5 Trockenes Material zum Silo = Dry material to silo
- 6 Zyklon = Cyclone
- 7 Windsichter = Air separator
- 8 Kugelmühle (FLS-Tirax Luftstrommühle) = Ball mill (FLS-Tirax air swept mill)

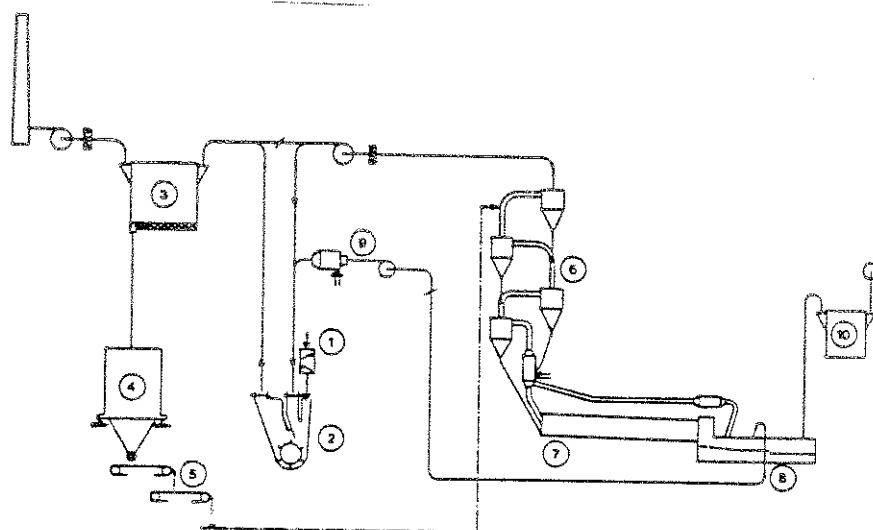
Fig. 4.21. Schlagpralltrockner in Zusammenarbeit mit Kugelmühle, Windsichter und Zyklon

Fig. 4.21. Dryer-pulverizer working in conjunction with ball mill, separator and cyclone

According to the flow chart shown in Fig. 4.21, the raw material is conveyed by an air current from the dryer-pulverizer to an air flow classifier; from here, the coarse particles are fed into a ball mill, and the fines are transferred into a silo, after passing a cyclone and an E-precipitator. If necessary, the ball mill can be ventilated with hot air, to improve the drying process.

The flow chart in Fig. 4.22. (F.L. Smidth) shows a process in which the dryer-pulverizer is connected to a modern precalciner kiln. Since the exit gases from the kiln are not sufficient for drying the filter cake, the excess air from a grate clinker cooler is utilized. Besides, an additional amount of heat must be supplied from an auxiliary air heater. This arrangement is relevant in cases where wet preparation of the raw mix is most suitable.

Dryer-pulverizer directly connected with rotary kiln (Fig. 4.22a).

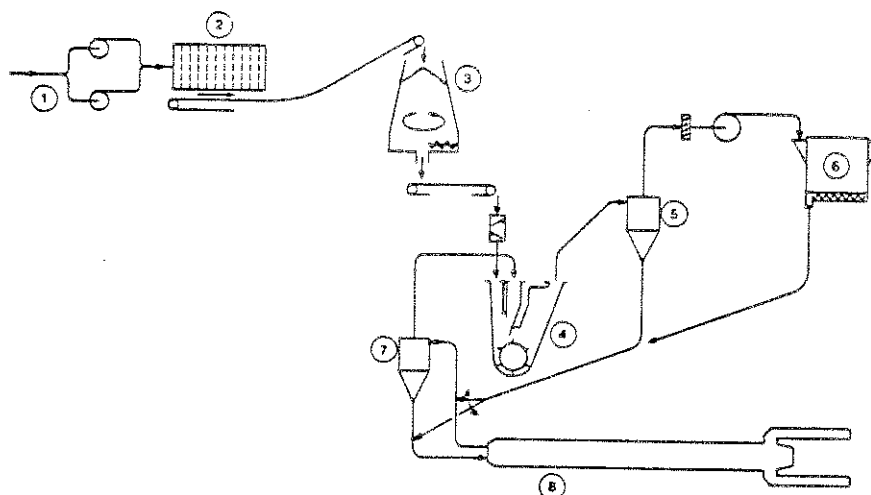


- 1 Filterkuchenaufgabe = Feeding of filter cake
- 2 Trocken- u. Feinmahanlage = Dryer-pulverizer
- 3 Elektrofilter = Electrostatic precipitator
- 4 Zwischenbehälter für 4- bis 8-stündigen Betrieb = Silo for 4 to 8 hour buffer storage
- 5 Dosierung von Rohmehl in den Vorwärmer = Proportioning of raw mix into the preheater

Fig. 4.22. Trocken- und Feinmahanlage verbunden mit Vorcalcineröfen

- 6 Vorwärmer — Vorcalcinator = Preheater — precalciner
- 7 Ofen = Kiln
- 8 Klinkerkühler = Clinker cooler
- 9 Heißluftheizer für Trocken- u. Feinmahanlage = Air heater for dryer-pulverizer
- 10 Entstaubung von Überschlußluft vom Klinkerkühler = Dust collector for excess air from clinker cooler

Fig. 4.22. Dryer-pulverizer working in conjunction with precalciner kiln



- 1 Schlammaufgabe = Slurry feed
- 2 Filtrieranlage = Filtration plant
- 3 Filterkuchenspeicher und Aufgabe = Filter cake storage and feed
- 4 FLS-Trockner u. Brecher (Feinmahanlage) = FLS-dryer crusher (pulverizer)

Fig. 4.22a. Direkt mit Drehofen verbundene Trocken- u. Feinmahanlage

- 5 Entstaubungszyklon = Dust collecting cyclone
- 6 E-Filter (EGR) = E-precipitator
- 7 Vorwärmerzyklon = Preheater cyclone
- 8 Drehofen = Rotary kiln

Fig. 4.22a. Dryer-pulverizer connected directly with rotary kiln

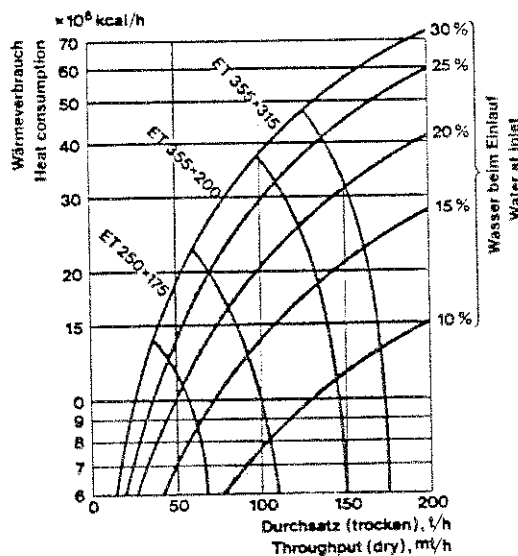
Das Fließdiagramm in Fig. 4.22a. zeigt ein Verfahren, bei dem der Filterkuchen direkt in eine Trocken- und Feinmahanlage aufgegeben und in der er mit den heißen Abgasen eines ein- oder zweistufigen Vorwärmers getrocknet wird.

The flow chart in Fig. 4.22a. shows a process, whereby the filter cake is fed directly into a dryer-pulverizer arrangement in which the filter cake is dried by the hot exit gases from a one- or two-stage preheater kiln.

Die Trocken- und Feinmahanlage steht mit der Ofenanlage in direkter Verbindung, die dafür ausgelegt ist, Abgase mit ausreichender Wärme für die Trocknung des Filterkuchens liefern zu können. Die Auslegung der Ofenanlage hängt daher vom Feuchtigkeitsgehalt des Filterkuchens und den grundlegenden Ofenabmessungen ab.

Diese Einrichtung eignet sich gut bei der Umstellung vom Naß- auf das Trockenverfahren, wobei die Naßaufbereitung der Rohmischung beibehalten werden kann. Ferner ist diese Einrichtung auch eine praktische Lösung in solchen Fällen, in denen die Rohmaterialien einen hohen Feuchtigkeitsgehalt haben.

Fig. 4.23. stellt ein Kapazitätsdiagramm des FLS-Schlagpralltrockners, Typ ET, dar. Die schattierte Fläche des Diagrammes gibt den Anwendungsbereich von drei verschiedenen Baugrößen des ET-Schlagpralltrockners an. Die rechte Seite des Diagramms enthält die Feuchtigkeit des Rohmaterials bei der Aufgabe in den Schlagpralltrockner; die linke Seite enthält Angaben über die notwendige Wärmemenge in kcal/h, wenn mit Heißgasen von 800 °C bis zu einer Endfeuchtigkeit von 3 % getrocknet wird. Die Abszisse gibt den Durchsatz, gerechnet als Trockensubstanz, in t/h an [87c].



The drier-pulverizer is coupled directly with the kiln system which is designed in such a way that the exhaust gases have just enough heat to dry the filter cake. Thus, the sizing of the kiln system depends on the water content of the filter cake, and on the fundamental kiln dimensions.

This arrangement is suitable when converting from wet to dry process while maintaining wet preparation of the raw mix. This system is also a feasible solution in such cases where the moisture of the raw material components is high.

Fig. 4.23. shows a capacity diagram of FLS-dryer-pulverizers, type ET. The shaded area of the diagram shows the range of application of three different construction sizes of the ET-dryer-pulverizer. The right side of the diagram denotes the moisture content of the raw material at the inlet of the dryer-pulverizer; the left side designates the required heat in kcal/h, when drying to a final moisture of 3 % with a gas temperature of 800 °C, and the abscissa indicates the throughput in metric tons/h, referred to the dry substance [87c].

Fig. 4.23. Kapazitätsdiagramm des FLS-Schlagpralltrockners, Typ ET

Fig. 4.23. Capacity diagram of the FLS-dryer-pulverizer, type ET

Anlagen mit beheizten Hammermühlen und in Verbindung mit Steigrohr Trocknern — wie vorstehend beschrieben — zur Trocknung und Zerkleinerung von z. B. Filterkuchen nach der Naßaufbereitung werden auch von Krupp Polysius geliefert.

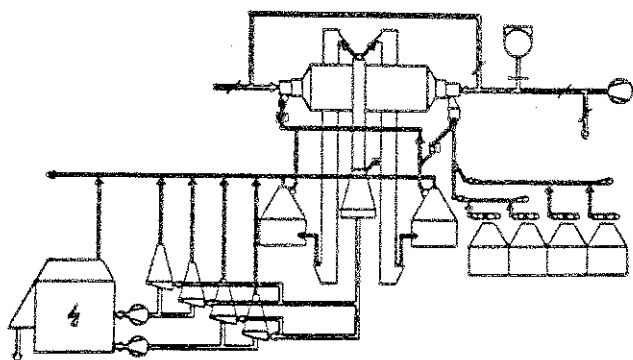
Krupp Polysius also supplies plants with heated hammer mills operating in conjunction with flash driers — as described above — for drying and pulverizing of filter cakes and of similar materials from the wet manufacturing process.

4.20. Doppelrotator-Mühle

Das in Fig. 4.24. dargestellte Fließschema einer Mahltrocknungsanlage ist der Doppelrotator der Firma Polysius, mit Vortrockner, beidseitiger Aufgabe des

4.20. Double Rotator mill

The flow-chart shown in Fig. 4.24., portrays a Polysius drying-grinding arrangement, called Double Rotator, supplied with a predrying compartment. The raw



Mahlgutes bzw. Grießgutes sowie der Heißgase und Mittenaustrag der beiden Komponenten.

Fig. 4.25. zeigt einen Schnitt durch die Doppelrotator-Mahl-trocknungsmühle. Zusammen mit dem Heißgasstrom gelangt das feuchte Rohmaterial durch den Halslagerzapfen zunächst in die Vortrocknenkammer, in der Rieselbleche das Material in innige Berührung mit den Heißgasen bringen und so dessen intensive Trocknung verursachen. Von der Trockenkammer gelangt das Material durch eine mit Hubschaufeln versehene Schlitzwand in die Grobmahlkammer, aus der es durch den Mittenaustrag über Luftförderrinnen und Becherwerke in die Windsichter gelangt. Das hier abgeschiedene Grobgut geht in die Feinmahlkammer. Ein Teil des Siehter-Grobgutes jedoch wird abgezweigt und dem Frischgut zugegeben, um so dessen Fließbarkeit in der Vortrocknenkammer zu verbessern.

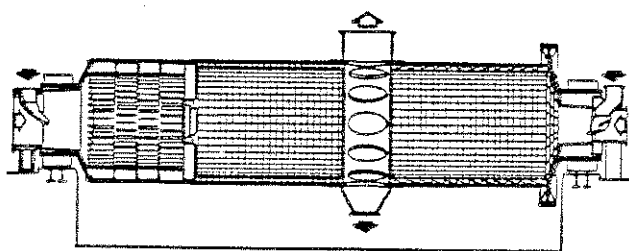


Fig. 4.24. Fließschema der Doppelrotator Rohmaterial-Mahl-trocknungsanlage

Fig. 4.24. Flow chart of the Double Rotator raw material drying-grinding plant

material or tailings as well as the hot gases are fed into the mill from both ends; both media exit through the center discharge arrangement.

Fig. 4.25. shows a longitudinal section through a Double Rotator drying-grinding mill. The moist raw material and the hot gas enter the predrying compartment through the hollow trunnion bearing, where lifters produce a thorough exposure of the material to the hot gases, thus causing an intensive drying. A slotted diaphragm supplied with lifter scoops, allows the material to enter the coarse grinding compartment. From here, the material leaves the mill through the center discharge, passes pneumatic conveying troughs and bucket elevators, and enters the air separators. The tailings from the separators are led into the fine grinding compartment. However, one part of the separator tailings is diverted and added to the virgin feed, to achieve a better flowability of the material in the predrying compartment.

Fig. 4.25. Längsschnitt durch die Doppelrotator-Mühle mit Vortrocknenkammer

Fig. 4.25. Longitudinal section through the Double Rotator with predrying compartment

Diese Mühle ist speziell für hohe Durchsatzleistungen und dem damit verbundenen Durchfluß großer Gasmengen entwickelt worden. Für diesen Zweck werden Halslager mit Durchmesser bis zu 3,4 m bei verhältnismäßig geringer Lagerbreite gebaut. Neuerdings wird der Doppelrotator bei Verwertung großer Abgasmengen auch mit einer Gleitschuh-Lagerung ausgerüstet [89b]. Auch die Mühlenkammertrennwände sind für den Durchsatz großer Gasmengen speziell konstruiert. Doppelrotatoren bis zu 5,2 m Ø und Durchsatzleistungen bis 550 t/h sind in Betrieb.

Die in Fig. 4.25. dargestellte Doppelrotator-Mühle hat einen Durchmesser von 4,6 m, bei einer Länge von 17,25 m. Die Rohmehlkapazität beträgt 270 t/h mit 12 % Rückstand auf dem 0,09 Prüfsieb (4900 M/cm²). Die Mühle hat Doppelritzelantrieb mit zwei Motoren von je 1950 kW. Zum Mannlochfahren dient ein an einer Antriebsseite angebrachter Hilfsantrieb.

This mill was especially developed for high capacities, and in addition to this, for the throughput of large gas volumes. Large diameter (up to 3.4 m) trunnion bearings with a relatively low width are applied for this purpose. Nowadays, Double Rotators utilizing large volumes of exhaust gas are also equipped with slide shoe bearings [89b]. The mill diaphragms are also designed for the throughput of large gas volumes. Double rotator mills with diameters up to 5.2 m and capacities up to 550 short t/h are in operation.

The size of the Double Rotator mill shown in Fig. 4.25. is 4.6 m Ø × 17.25 m long. The raw mix output is 270 metric t/h (297 short tons) with 88 % passing the N° 170 mesh sieve. The mill has double gear and pinion drive with two motors of 1950 kW each (5226 HP). A special auxiliary drive working in conjunction with one gear and pinion, allows for inching of the mill.

4. Rohstofftrocknung

Abgase aus einem Schwebegaswärmetauscher werden zur Trocknung verwertet. Ein Heißgaserzeuger dient zum Anfahren der Anlage und, wenn notwendig, als Zusatzfeuerung. Mit Zusatzfeuerung kann Rohmaterial mit bis zu 14 % Feuchtigkeit im Doppelrotator getrocknet werden. Wird nur mit WT-Abgasen von etwa 350 °C getrocknet, so ist ein Feuchtigkeitsgehalt bis zu 8 % zulässig. Die Abgasmenge kann im Doppelrotator 0,6 – 1,5 m³/kg Rohmehl betragen.

Die proportionierten Rohmaterialkomponenten gelangen über eine Luftabschlußschleuse durch das Halslager (Ø 2,8 m) zusammen mit dem Heißgas in die Vortrockenkammer. Die Teilchengröße des Mühlenaufgabegutes ist etwa 25 mm, doch nimmt die Mühle auch größere Stücke auf.

Um Kondensation zu vermeiden und noch verbliebene Feuchtigkeit auszutreiben, wird die Feinmahlkammer auch mit Heißgas beschickt.

Der Durchmesser der beiden Streuwindsichter beträgt 7,5 m.

Das Mühlenabgas verläßt die Mühle ebenfalls durch den Mittenausstrag und gelangt durch das Austragsgehäuse in einen Luftstromsichter (Ø 8 m), wo das im Gas enthaltene Grobgut abgeschieden und den Becherwerken zugeleitet wird. Der weitere Weg des Abgases führt über Zyklone zum Elektrofilter. Das Feingut aus den Windsichtern, Zyklonen und dem Elektrofilter wird durch eine gemeinsame Luftförderrinne abgeführt.

Bei der oben angeführten Durchsatzleistung der Anlage (270 t/h Fertiggut) und der Feinheit des Mahlgutes (12 % Rückstand auf dem 0,09 mm Prüfsieb), beträgt der spezifische Arbeitsaufwand 17,65 kWh/t Rohmehl. Das Abgas vor dem Elektrofilter hat einen Staubgehalt von 22 g/m³, was einer Staubmenge im E-Filter von 8,8 t/h entspricht. Die Streuwindsichter liefern etwa 165 t/h und die Zyklone rund 100 t/h Feingut.

Etwa 66 % des Windsichter-Grobgutes geht zur Feinmahlkammer, während 34 % dem Frischgut zugeführt werden. Die Umlaufmenge beträgt etwa 350 %. Die Endfeuchtigkeit des Rohmehls beträgt 0,5 %, bei einer Anfangsfeuchtigkeit von 7,7 %.

Die Mühlenabgasmenge beträgt 400.000 m³/h; sie wird von den beiden Gebläsen mit einem Unterdruck von 600 mm W.S. bei 87 °C gefördert. In der Abgasmenge ist der aus der Feuchtigkeit des Rohmaterials stammende Wasserdampf von etwa 28.000 m³/h enthalten; inbegriffen ist ebenfalls ein Falschlufanteil des gesamten Systems von 20 %.

Die Gasgeschwindigkeiten betragen in der Grobmahlkammer 7 m/s und in der Feinmahlkammer 2,5 m/s. Bei dem großen Durchmesser der Halslager und der speziell konstruierten Mühlenkammertrennwände ergibt sich ein verhältnismäßig niedriger Druckverlust der Mühle von 290 mm W.S. [148a. 1].

4. Drying of raw materials

Drying is accomplished by utilizing the exit gases from a suspension preheater. A separate air heater serves for start-up purpose and, if necessary, as a booster. With the aid of an auxiliary heater, raw material with up to 14 % moisture can be dried in the Double Rotator. If only preheater exit gases of about 350 °C are utilized, the moisture content of the raw material is limited to 8 %. The Double Rotator is sized for 0,6 – 1,5 m³ of exit gas per kg of raw mix.

The proportioned raw material components pass an air lock and enter together with the hot gases through the hollow trunnion (Ø 2,8 m) the predrying compartment. The mill feed's particle size is 25 mm, but larger particles are also accepted by the mill.

To prevent condensation and to remove excess moisture, hot gases are also introduced into the fine grinding compartment.

The diameter of the two air separators is 7,5 m.

The mill exit gas also leaves the mill through the center discharge. From the discharge casing, the gas enters a grit separator (Ø 8 m), where the coarse particles are precipitated, and discharged into the bucket elevators. Then, after passing a row of cyclones, the gas enters the electric precipitator. The fines from the mechanical air separators, from the cyclones and from the electric precipitator are collected by a common pneumatic conveying trough.

At the quoted plant with a throughput of 297 short t/h, and at a fineness of 88 % passing the N° 170 mesh sieve, the specific power input of the total drying-grinding plant is 17,65 kWh/metric ton (21,45 HPh/short ton). The dust content of the exit gas entering the electric precipitator is 22 g/m³; this equals 9,6 t/h of raw mix from the precipitator. About 182 t/h of fines are supplied by the air separators and roughly 110 t/h of fines are delivered by the cyclones.

Nearly 66 % of the separator tailings are directed to the fine grinding compartment, whereas 34 % are added to the virgin mill feed. The circulating load amounts to approximately 350 %. The residual moisture in the raw mix is 0,5 %, compared to an initial moisture of 7,7 %.

The volume of the mill exit gases is about 400.000 m³/h; this volume is handled by two fans with a negative pressure of 600 mm W.G. at 87 °C. The exit gas volume contains the water vapor from the raw material moisture at an amount of 28.000 m³/h. Also included is the false air of the entire system which amounts to 20 %.

The gas velocities are: in the coarse grinding compartment 7 m/s, and in the fine grinding compartment 2,5 m/s. With the large diameter trunnions and the especially designed mill diaphragms, the mill shows a relatively low pressure drop of 290 mm W.G. [148a. 1].

4.21. Arbeitsbedarf verschiedener Mahltrocknungssysteme

Tabelle 4.18. enthält eine vergleichende Darstellung des Arbeitsbedarfs verschiedener Mahltrocknungssysteme.

Es ist nicht möglich eine Bewertung der in der Tabelle angeführten Mahltrocknungssysteme nach dem spezifischen Arbeitsbedarf allein durchzuführen; eine Reihe zusätzlicher Einflußgrößen wie z. B. Investitionskosten, Betriebskosten usw., sind für eine Bewertung in Betracht zu ziehen.

Die Prallhammermühle der Tandem-Mahltrocknungsanlage weist einen um etwa 20 % höheren Arbeitsbedarf auf als die Hammermühle der Becherwerks-umlauf-Mahlanlage. Dies ist eine Folge der intensiveren Vorzerkleinerung des Materials in der Prallhammermühle.

Für Beckerwerksmühlen und Doppelrotatoren wird der Gesamtarbeitsbedarf bei niedrigen Feuchten günstiger, da die Gebläsebelastung durch angepaßte Luftmengen verringert wird.

Es ist jedoch zu beachten, daß die Tandem-Mahltrocknungsanlage nur dort eingesetzt werden soll, wo die abrasiven Eigenschaften des Rohmaterials den Verschleiß der Hammermühle wirtschaftlich tragbar erscheinen lassen.

Auch die Firma Bernutat, Krefeld, hat verschiedentlich Mahltrocknungsanlagen mit Durchsatzleistung

4.21. Power requirements of various drying-grinding systems

Table 4.18. shows a comparison of the power requirements of different drying-grinding systems.

Based on the specific power requirement alone, it is quite impossible to say which of the drying-grinding systems enumerated in the tabulation is the most efficient one, since for a comparative rating a number of other influential factors as e.g. investment cost, operating cost etc., should be taken into consideration.

The impact hammermill of the Tandem drying-grinding plant shows a power consumption which is approximately 20 % higher than that of the hammermill which works in the drying-grinding system with a recirculating elevator. This is the result of more intensive precrushing of the material by the impact hammermill.

For closed circuit and double rotator mills the total energy requirement is more advantageous at lower moisture contents, since smaller gas quantities cause a lower load on the fan motor.

However, it should be noticed that the Tandem drying-grinding plant is to be used only in situations where the abrasive properties of the raw material are such as not to take the hammermill's wear beyond economically practical limits.

The Bernutat Company, Krefeld, W. Germany, has also erected drying-grinding plants with throughput

Tabelle 4.18.

Table 4.18.

Basis: Durchsatz 150 t/h, Rohmaterialfeuchte 8 %, Abgasverwertung Based on: Throughput 150 t/h (metric), raw material moisture 8 %, waste heat utilization					
	Luft-Strom-System Air-swept system	Becherwerks-umlauf Recirculating elevator	BU mit Hammermühle Recircul. elevator with hammermill	Tandem-System Tandem-system	Doppelrotator Double Rotator
	kW	kW	kW	kW	kW
150 × 14.5 kWh/t	2175	—	—	—	—
150 × 13.9 kWh/t	—	2080	—	—	—
150 × 13.6 kWh/t	—	—	2040	—	—
150 × 12.4 kWh/t	—	—	—	1860	—
150 × 12.6 kWh/t	—	—	—	—	1890
Gebläse 310,000 m ³ /h Blower 182,000 cfm	700	—	—	—	—
Gebläse 226,000 m ³ /h Blower 133,000 cfm	—	380	380	—	380
Gebläse 275,000 m ³ /h Blower 162,000 cfm	—	—	—	570	—
Becherwerk-Elevator	—	50	50	—	50
Windsichter-Separator	—	200	200	—	200
Prallhammermühle Impact hammermill 150 × 1.2 kWh/t	—	—	—	180	—
Hammermühle Hammermill 150 × 1.0 kWh/t	—	—	150	—	—

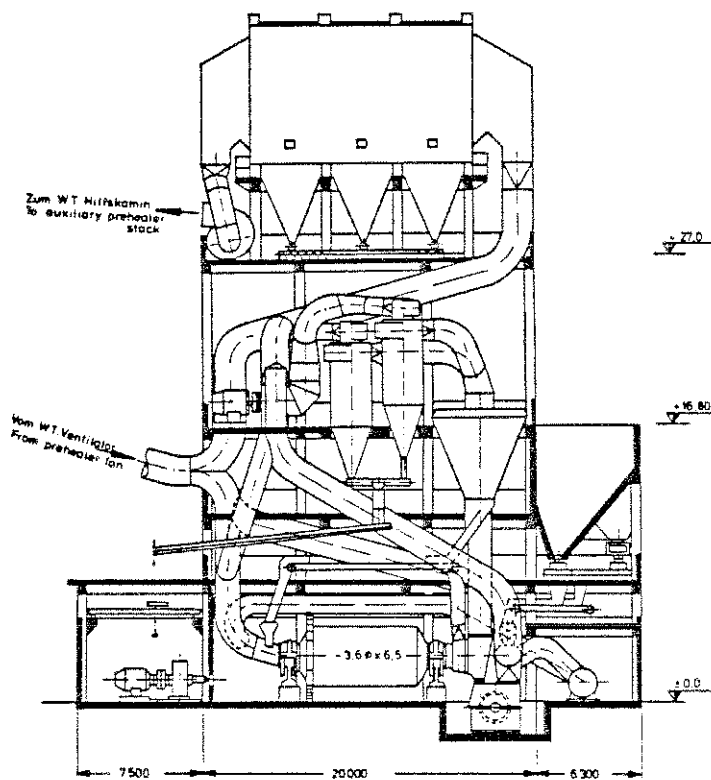


Fig. 4.26. Längs- und Querschnitt einer Tandem-Mahl-trocknungsanlage

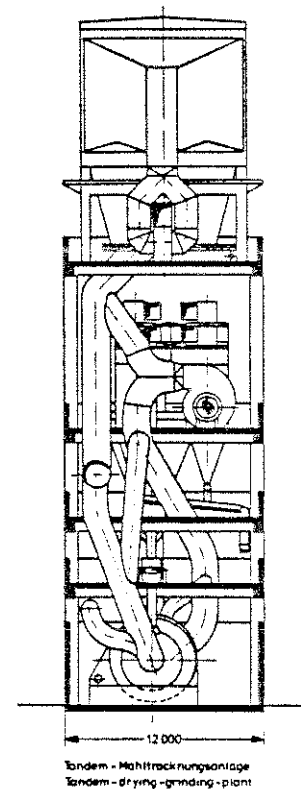


Fig. 4.26. Longitudinal and transverse cross-section of a Tandem-drying-grinding plant

gen von 200 t/h erstellt. Mahltrocknungsanlagen mit vorgeschalteter Hammermühle mit einem Durchsatz bis zu 360 t/h werden von der Firma Orenstein u. Koppel AG, Ennigerloh, gebaut. Verschiedene Mahltrocknungssysteme wurden im Prinzip bereits im Jahre 1938 von N. C. Rockwood in der U.S.-Zeitschrift Rock Products beschrieben [50a].

Der von der verschleißenden Wirkung des Mahlgutes weniger abhängige Doppelrotator wurde von Polysius in rund 400 Exemplaren bis Leistungen von 500 t/h gebaut.

Fig. 4.26. zeigt den Längs- und Querschnitt einer Tandem-Mahl-trocknungsanlage (Fig. 4.17., 4.18. und 4.26., KHD Humboldt Wedag AG, Köln).

capacities up to 200 metric t/h. Drying-grinding plants working in conjunction with hammer mills with capacities up to 360 t/h, have been erected by the Orenstein u. Koppel Co. (W. Germany). Basic features of drying-grinding plants were already described in 1938 by N. C. Rockwood in the technical magazine Rock Products [50a].

The Polysius Double Rotator Mill which responds less to the abrasiveness of the mill feed, has been erected in about 400 units with capacities of up to 500 metric t/h so far.

Fig. 4.26. shows longitudinal and transverse cross-sections of a Tandem drying-grinding plant (Fig. 4.17., 4.18. and 4.26., KHD Humboldt Wedag AG, Cologne, W. Germany).

4.22. Entstaubung beim Trocknen

a. Trommeltrockner

Trockentrommeln sind häufig hinter die modernen Wärmetauscheröfen geschaltet, so daß die Abgase der Trockentrommeln in der Drehofenentstaubung gereinigt werden.

Die Eigenart des Trockengutes, die Art der Einbauten und die Geschwindigkeit der Trocknungsgase bestimmen den Staubanfall im Trommeltrockner.

4.22. Drying and dust collection

a. Drum dryer

Drum dryers are frequently located behind the modern preheater kilns; thus the exit gases from the drum dryers are cleaned in the dust collector for the rotary kiln.

The characteristic of the dryer feed, the type of the lifters and the velocity of the dryer gases influence the dust rate of the drum dryer.

Der Staubgehalt des Rohgases beträgt etwa 40–90 g/Nm³. Der Durchmesser der größten Staubkörner ist etwa 0.15–0.20 mm. Der Anteil des Staubes < 0.01 mm beträgt 20–30 %. Die Abgasmenge ist 1–2 Nm³/kg Trockengut. Die Abgastemperatur vor dem Entstauber ist 110–140 °C. Der Taupunkt liegt bei 50–70 °C.

Als Vorentstauber werden vielfach Zyclone verwendet. Als Hauptentstauber finden sowohl Gewebefilter als auch Elektrofilter Anwendung. Der Abscheidegrad beträgt:

bei Gewebeentstaubern	98.5–99.9 %
bei Elektrofiltern	98–99.5 %

Der Staubgehalt im Reingas beträgt:

bei Gewebeentstaubern	0.1 %
bei Elektrofiltern	< 0.5 %

des Staubgehaltes vor dem Eintritt in den Filter.

b. Pralltrockner

Bei Pralltrocknern ist wegen des hohen Staubgehaltes im Rohgas eine Zyklonvorentstaubung unbedingt notwendig. Das vorgereinigte Abgas kann dann entweder im Gewebe- oder im Elektrofilter entstaubt werden.

c. Schnelltrockner mit Wurfschaufeln

Bedingt durch die spezifische Arbeitsweise des Schnelltrockners kann der Staubgehalt des Rohgases hohe Werte annehmen.

Die Abgasmenge beträgt 0.5–1.5 Nm³/kg Trockengut. Die Abgastemperatur vor der Entstaubung ist etwa 100–140 °C.

Taupunkt: 50–70 °C

Rohgasstaubgehalt 50–250 g/Nm³

Staubkorngröße ist max. 0.2 mm.

Anteil des Staubes < 0.01 mm ist etwa 50–70 %. Zyklonvorentstaubung wird empfohlen.

Als Nachentstauber werden Gewebe- oder Elektrofilter verwendet. Die Entstaubungsgrade sind dieselben wie bei Trommeltrocknern.

d. Mahltrocknungsanlagen

Bei Mahltrocknungsanlagen mit Becherwerksumlaufmühlen rechnet man mit einer Gasmenge von etwa 0.5–1.5 Nm³/kg Mahlgut, einschließlich Wasserdampf aus der Feuchtigkeit.

Es ist mit einem Rohgasstaubgehalt von etwa 200–500 g/Nm³ zu rechnen. Der Durchmesser der größten Staubkörner ist etwa 0.20–0.35 mm. Der Anteil des Rohgasstaubes unter 10 µm beträgt etwa 40–60 %.

Mahltrocknungsanlagen mit Luftstrommühlen arbeiten mit einer Gasmenge von etwa 1.6–2.5 Nm³/kg Mahlgut. Das Volumen des Wasserdampfes aus der Materialfeuchtigkeit ist hinzuzurechnen.

The dust content of the dust laden gas is approximately 40–90 g/Nm³. The diameter of the largest dust particles is approximately 150–200 microns, the portion of the dust particles < 10 microns is 20–30 %. The amount of exit gases is 1–2 Nm³/kg of dryer feed. The temperature of the exit gases entering the dust collector is 110–140 °C. The dew point is 50–70 °C.

Cyclones are frequently employed as preliminary dust collectors. Main dust collectors are either fabric filters or electric precipitators. The dust collection rate is:

for fabric filters	98.5–99.9 %
for electric precipitators	98–99.5 %

The dust content in the clean gas is:

for fabric filters	0.1 %
for electric precipitators	< 0.5 %

of the dust content in front of the filter.

b. Impact dryers

Because of the high dust content of the dust laden gas of the impact dryer, preliminary dust collection in cyclones is absolutely necessary. Then the pre-cleaned exit gas can be purified either in fabric filters or electric precipitators.

c. Rapid dryer with paddles

The method of operation of the rapid dryer causes a high dust content in the exit gas.

The amount of exit gas is 0.5–1.5 Nm³/kg of dryer feed. The exit gas temperature entering the dust collector is approximately 100–140 °C.

The dew point is 50–70 °C.

The dust content of the raw gas is 50–250 g/Nm³.

Dust particle size is max 200 microns.

Portion of dust < 10 microns is approximately 50–70 %. Preliminary dust collection by cyclones is recommended.

Main dust collectors are fabric filters or electric precipitators. The dust collection efficiency is the same as with drum dryers.

d. Drying-grinding plants

Drying-grinding plants with recirculating bucket elevators operate with gas volumes of approximately 0.5–1.5 stan.m³/kg of mill feed, including the water vapor from the material moisture.

The dust content of the dust laden gas is approximately 200–500 grams/stan.m³. The diameter of the largest dust particles is approximately 200–350 microns. The portion of the dust particles < 10 microns is approximately 40–60 %.

Drying-grinding plants with air-swept mills operate with gas volumes of approximately 1.6–2.5 stan.m³/kg of mill feed. To this figure the volume of the water vapor from the material moisture should be added.

4. Rohstofftrocknung

Der Staubgehalt auf der Rohgasseite beträgt etwa 400–625 g/Nm³ Gas. Der Anteil des Rohgasstaubes unter 10 µm beträgt etwa 30–50 %. Maximale Staubkorngröße ist etwa 0.4 mm.

Bei Mahltrocknungsanlagen mit Rollenmühlen entsprechen die Abgasdaten sowohl bezüglich Menge als auch des Staubgehaltes im wesentlichen denen der Anlagen mit Luftstrommühlen.

Zyklone als Vorentstauber und Gewebe- oder Elektrofilter als Hauptentstauber werden empfohlen. Zur Reduzierung des Energieaufwandes kann auch eine Direktentstaubung im Filter erfolgen.

4. Drying of raw materials

The dust content of the dust laden gas is approximately 400–625 grams/standm³ of gas. The portion of the dust particles < 10 microns is approximately 30–50 %. The size of the largest dust particles is approximately 400 micron.

The quantity and dust content of the exit air from combined grinding-drying plants with roller mills are essentially similar to those of air-swept mills.

Cyclones as preliminary dust collectors and fabric filters or electric precipitators as main collectors are recommended. In order to reduce the power consumption, the filter unit or electrostatic precipitator can also be used for direct dust collecting without a preliminary stage.

5. Mahlung in der Zementherzeugung

Etwa 85 % der gesamten für die Zementherzeugung aufgewendeten Energie entfällt auf die Rohstoff-Zerkleinerung und Mahlung; etwa 75 % allein auf die Mahlung. Die Höhe des Mühlenwirkungsgrades ist je nach der Definition umstritten. Nach sehr unterschiedlichen Deutungen werden zwischen 2 und 20 % der von der Mühle aufgenommenen Energie in Zerkleinerungsarbeit umgewandelt; der Rest der Energie entfällt auf: Reibung der Teilchen untereinander, Reibung zwischen Teilchen und Mühlenelementen, Schall, Wärme, Vibration, Wirkungsgrad des Motors und des Getriebes, Anheben des Materials in der Mühle usw.

Der theoretisch niedrige Ausnutzungsgrad der zugeführten Energie ist mehr für den Entwurf von Mahl-aggregaten von Interesse, als für den praktischen Produktionsbetrieb, wo die aufgewendete Mahlernergie als niedrig angesehen werden kann im Verhältnis zu dem aus der Zerkleinerung resultierenden technologischen Nutzen.

Kugelmühlen und Rohrmühlen unterscheiden sich durch das Verhältnis von Zylinderlänge zu Zylinderdurchmesser.

Bei Rohrmühlen ist das Verhältnis von Länge zu Durchmesser wie 3 bis 6 : 1, bei Kugelmühlen wie 2 und darunter zu 1.

Kugel- oder Rohrmühlen sind horizontal angeordnete, rotierende Stahlzylinder, in denen die Zerkleinerung des Mahlgutes durch die Bewegung von Mahlkörpern erfolgt. Durch Rotation des Mühlenzylinders wird das Haufwerk von Mahlkörpern und Mahlgut auf einen für die Mahlwirkung optimalen Wert angehoben. Die Vermahlung vollzieht sich durch Stoß und Reibung zwischen den Mahlkörpern und der gepanzerten Mühlenwandung.

Für die Leistung der Mühlen gelten folgende Einflußgrößen:

- Die optimale, dem Mühlen Durchmesser entsprechende Drehzahl
- Menge und Art der Mahlkörper
- Größe des Mahlraumes
- Mahlbarkeit des Gutes
- Das L/D-Verhältnis
- Das Mühlsystem
- Die Art der Panzerung

5.1. Kritische Mühlen drehzahl

Die kritische Drehzahl einer Mühle ist diejenige Umdrehungsgeschwindigkeit, bei welcher die Zentrifugalkraft den Einfluß der Schwerkraft aufhebt, die

5. Cement production and grinding

Approximately 85 % of the total energy expended in the production of cement is used for size reduction of the raw material and for grinding; 75 % of the total energy is consumed by grinding operation alone. The degree of mill efficiency is controversial, depending on its viewpoint and its manner of definition. According to opposite interpretations, the energy converted into size reduction work lies between 2 and 20 % of the total energy supplied to the mill; the remaining energy is distributed as follows: friction between particles; friction between particles and mill elements; generation of sound, heat and vibration; material turbulence inside the mill; loss of mechanical efficiency from motor to mill.

The theoretically low degree of utilization of the supplied energy is of more interest to the designer of grinding arrangements than to the plant operator, since expenditure of grinding energy can be considered small in comparison to the technological advantage of comminution.

The difference between ball mills and tube mills is the ratio of the tube length to the tube diameter.

Tube mills have a ratio of length to diameter of 3–6 : 1, for ball mills this relation is < 2 : 1.

Ball or tube mills are horizontally rotating steel cylinders where size reduction of the mill feed is performed by motion of the grinding media. Rotation of the mill cylinder raises the pile of mill feed and grinding media to an optimum height, necessary for grinding operation. Grinding is performed by impact and friction between the grinding balls which hit one against another, as well as between the grinding media and the mill lining itself.

For the efficiency of mills, the following factors are of importance:

- The optimum revolutions, resulting from the mill diameter
- Amount, type, and size of grinding media
- Correct size of grinding compartments
- Grindability of the mill feed.
- The L/D-ratio
- The mill system
- The kind of mill lining

5.1. Critical mill speed

The critical speed of a tube mill is that speed of rotation at which the centrifugal power neutralizes the force of gravity which influences the grinding balls;

5. Mahlung in der Zementherzeugung

auf die Mahlkugeln einwirkt; die Mahlkörper fallen nicht und leisten daher keine Mahlarbeit.

Berechnung der kritischen Mühlerendrehzahl

Gewicht einer Mahlkugel in kg

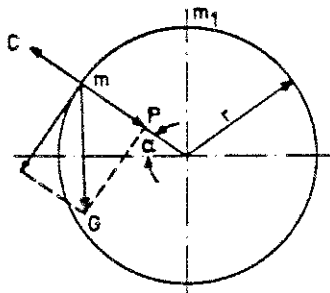
Winkelgeschwindigkeit der Mühletrommel in Radiant/s

Lichter Mühlerdurchmesser in m

Umdrehungen pro Minute

Zentrifugalkraft in kg

Lichter Mühlerdurchmesser in Fuß



Angenommen, eine Mahlkugel befindet sich im Punkte m der Mühle (siehe Fig. 5.1.), wobei α der Anhebewinkel ist: In diesem Falle ist die Kugel dem Einfluß zweier, in verschiedenen Richtungen wirkender Kräfte ausgesetzt, und zwar:

der Zentrifugalkraft

= G = weight of a grinding ball in kilograms
= ω = angular velocity of the mill tube in radian/second
= D = inside mill diameter, meter
= n = revolutions per minute, rpm
= C = centrifugal power, kg
= D₁ = inside mill diameter, ft

5. Cement production and grinding

the grinding balls do not fall and therefore do not perform grinding work.

Calculation of the critical mill speed

Fig. 5.1. Graphische Darstellung zur kritischen Mühlerendrehzahl

Fig. 5.1. Graphical presentation to the critical mill speed

Assumed, a ball is located at the point m of the mill (Fig. 5.1.); the angle α represents the dynamic angle of repose. In this case the ball is subject to the influence of two forces acting in different directions:

the centrifugal power

$$C = m\omega^2 r = \frac{G\omega^2 r}{g}$$

und der resultierenden Schwerkraft

and the resulting force of gravity

$$P = G \cdot \sin \alpha$$

Um die Kugel in dieser Position an der Mühlenwand zu halten, muß die Bedingung erfüllt werden, daß

To maintain the ball in this position on the mill wall, it is necessary to satisfy the requirement that

$$C \geq P \quad \text{or}$$

oder

$$\frac{G}{g} \omega^2 r \geq G \cdot \sin \alpha.$$

Ist $\alpha = 90^\circ$, d. h. wenn sich die Kugel im Punkte m₁ befindet, so ist

If $\alpha = 90^\circ$, i. e. when the location of the ball is in point m₁, it follows that

$$\omega^2 r \geq g.$$

Wird in der Gleichung der Wert für ω unterstellt, d. h.

If in this equation we insert the value for ω , i. e. $\omega =$

$$\omega = \frac{2\pi n}{60}, \text{ dann ist}$$

$$\frac{2\pi n}{60}, \text{ it follows that}$$

$$\left(\frac{2\pi n}{60} \right)^2 r \geq g.$$

Daraus folgt die kritische Drehzahl

From this the resulting critical speed is

$$n = \sqrt{\frac{60^2 g}{4 \pi^2 r}} = \sqrt{\frac{60^2 \times 9.81}{(4 \times 3.14^2 \frac{D}{2})}} = \frac{42.3}{\sqrt{D}} \quad \text{or}$$

oder

$$n = \frac{76.6}{\sqrt{D_1}}$$

Dieser Wert ist die kritische Mühlendrehzahl, bei der die Mahlkugeln keine nützliche Arbeit verrichten. Die praktische Mühlendrehzahl beträgt allgemein 65–90 % der kritischen Drehzahl. Die praktische Formel ist

This is the value of critical mill speed at which the grinding balls do not perform any useful work. The practical mill speed is generally 65–90 % of the critical speed. The practical formula is

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}}$$

Für die richtige Mühlendrehzahl gibt es keine Universalformel; die folgenden Mühlendrehzahlformeln wurden empirisch entwickelt:

No universal formula exists for the correct mill speed; the following mill speed formulae were developed empirically:

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}} - 3(D - 1.7)$$

Diese Formel ist anwendbar für Mühlendurchmesser > 1.7 m. Taggart's Formel ist

This formula applies for mill diameters > 1.7 meters. Taggart's formula is

$$n = \frac{23 - 28}{\sqrt{D}}$$

und wird angewendet für Mühlendurchmesser von 1.8 bis 2.2 m.

and can be applied for mill diameters between 1.8 and 2.2 meters.

5.2. Anhebungswinkel der Mahlkugeln

Theoretische Berechnungen ergaben, daß die kinetische Energie der fallenden Kugeln am größten ist, wenn der Anhebungswinkel der Mahlkörper α gleich $35^\circ 20'$ ist [51]. Manchmal wird der Anhebungswinkel mit α' bezeichnet; in diesem Falle ist der Wert für $\alpha' = 54^\circ 40'$. Dieser Anhebungswinkel gilt für eine Mühlendrehzahl = 76 % der kritischen Drehzahl (siehe Fig. 5.2.)

5.2. Dynamic angle of repose of grinding balls

Theoretical calculations show that the maximum kinetic energy of the falling balls is at a dynamic angle of repose α equal to $35^\circ 20'$ [51]. Sometimes the dynamic angle of repose is the angle which is marked α' (Fig. 5.2.); in this case the value for α' is $54^\circ 40'$. This dynamic angle of repose is valid for a mill speed equal to 76 % of the critical speed.

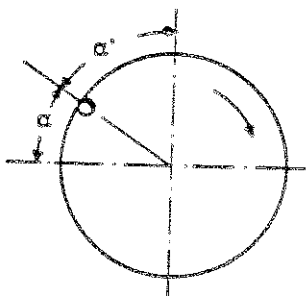


Fig. 5.2. Optimaler Anhebungswinkel der Mahlkörper

Fig. 5.2. Optimum dynamic angle of repose of grinding balls

5.3. Verteilung der Mahlkörper im Mühlenquerschnitt

Fig. 5.3. veranschaulicht die Verteilung der Mahlkörper während des Mahlprozesses im Mühlenquerschnitt. Das vollschraffierte Feld zeigt die Mahlkugeln, die mit der Drehung des Mühlenmantels angehoben werden, während das Feld mit der unterbrochenen Schraffierung die fallenden Kugeln darstellt, bei einem Anhebungswinkel von $\alpha' = 54^\circ 40'$. Gleichzeitig werden etwa 54 % der Mahlkörper angehoben, während 46 % fallen.

5.4. Anzahl der Mahlkugelschläge pro Umdrehung

Einschlägige Untersuchungen zeigten, daß während einer Mühlenumdrehung die Mahlkugeln einen Arbeitszyklus von 1.79 bis 2.85 per Umdrehung ausführen. Dies ergibt z. B. bei einer Mühlenladung von $3,401,138$ Mahlkugeln $\times 1.79 = 6,088,037$ Kugelschläge pro Mühlenumdrehung (Mühlengröße 3.6×10.3 m; Mahlkugelladung siehe Kapitel 5.10.).

5.5. Anzahl der Kugelschläge auf das Mahlgut

Joisel entwickelte eine Formel mit der er die Anzahl der Schläge berechnet, die ein Mahlgutkorn in der Mühle erfährt. Danach hat das Mahlgut in einer Mühle der Größe 2 m Durchmesser $\times$ 10 m Länge eine Durchlaufzeit von 30 Minuten. Die Anzahl der Schläge, denen ein Mahlgutkorn während dieser Zeit in der Mühle ausgesetzt ist, berechnet *Joisel* mit 6 Kugelschlägen [52]. Der Grund hierfür ist, daß die Mahlkugeln in der Mühle oft aneinander prallen, ohne ein Mahlgutkorn zu treffen.

Rebinder behauptet, daß nur jeder tausendste Kugelschlag in der Mühle Zerkleinerungsarbeit leistet; die übrigen Kugelschläge seien Leerarbeit [53].

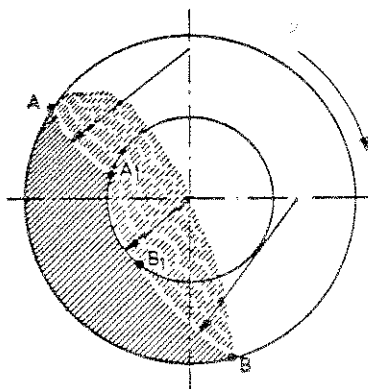


Fig. 5.3. Verteilung der Mahlkörper im Mühlenquerschnitt

Fig. 5.3. Mill cross-section-distribution of grinding media

5.3. Distribution of grinding media in the mill cross section

Fig. 5.3. shows the distribution of grinding balls in the cross sectional area of the mill during grinding. The field with full shading lines represents the balls which are lifted up by the rotation of the mill drum; the area with dotted lines shows the falling balls, at a dynamic angle of repose $\alpha' = 54^\circ 40'$. About 54 % of the ball charge is lifted, whereas 46 % of the grinding balls fall.

5.4. Number of grinding ball impacts per revolution

Appropriate investigations show that during one mill revolution the grinding balls perform a working cycle varying from 1.79 to 2.85. E. g. a mill with a ball load of $3,401,138$ grinding balls performs $3,401,138 \times 1.79 = 6,088,037$ ball impacts per revolution (mill size is 3.6×10.3 m, ball load refers to chapter 5.10.).

5.5. Number of ball impacts on mill feed

Joisel developed a formula for determining the number of ball impacts on a feed particle in a ball mill. According to this formula, a feed particle being ground requires 30 minutes to pass through a mill 2 m in diameter by 10 m long, and during this time the particle is exposed to 6 ball impacts [52]. The reason for this is that the grinding balls in the mill often hit themselves and miss hitting the mill feed particles.

Rebinder says that only every thousandth grinding ball impact in the mill performs size reduction work; the other ball impacts may be wasted motion [53].

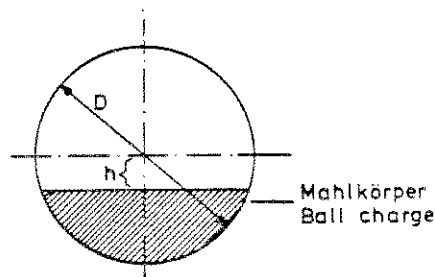


Fig. 5.4. Mahlkörperfüllung nach Lewenson

Fig. 5.4. Grinding ball charge according to Lewenson

5.6. Mahlkörperfüllung in Mühlen

Nach L. B. Lewenson soll die optimale Mühlenfüllung $h = 0.16 D$ betragen (siehe Fig. 5.4.).

Der Grad der Mühlenfüllung gibt das Verhältnis des Schüttvolumens der Mahlkörper zum Arbeitsvolumen der Mühle an. Der Mühlenfüllungsgrad bewegt sich in den Grenzen zwischen 25 und 45 %. Unter 25 % Füllung gleiten die Mahlkörper an der Mühlenauskleidung; über 45 % Füllung verursacht Störungen in den effektiven Fallbahnen der Mahlkörper.

Als Mühlenfüllungsgrade sind in Gebrauch:

für Stahlkugeln	28–45 %
für Cylpebs	25–33 %

Gebräuchliche Füllungsgrade von Dreikammernmühlen sind [53a]:

für Kammer I	30 %
für Kammer II	27 %
für Kammer III	24 %

5.6. Grinding ball charge in mills

According to Lewenson, the optimum grinding ball charge should be: $h = 0.16 D$ (see Fig. 5.4.).

The degree of mill ball charge expresses the ratio of the bulk volume of the grinding media to the working volume of the mill. The degree of ball charge varies within the limits of 25 and 45 %. A ball charge below 25 % causes sliding of the balls on the mill lining; a ball charge above 45 % causes disturbances along the trajectories of the grinding media.

Degrees of mill ball charge commonly applied are:

for steel balls	28–45 %
for cylpebs	25–33 %

Three-compartment mills can be charged as follows [53a]:

compartment I	30 %
compartment II	27 %
compartment III	24 %

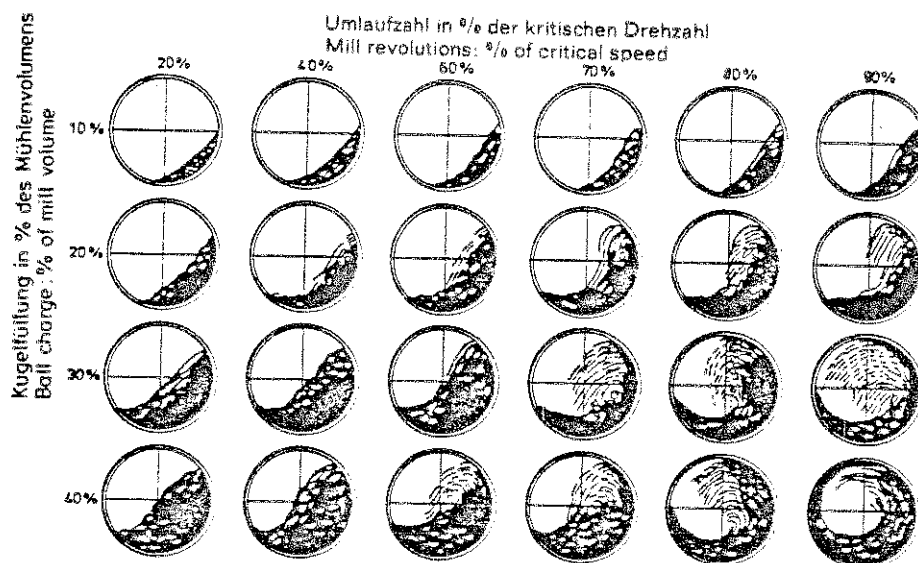


Fig. 5.5. Mahlkörperbewegung in Rohrmühlen

Fig. 5.5. Movement of grinding media in tube mills

Fig. 5.5. zeigt die Mahlkörperbewegung in Rohrmühlen bei unterschiedlicher Drehzahl und verschiedenem Füllungsgrad. Die Darstellung zeigt, daß im allgemeinen bei geringerem Füllungsgrad der Mühle mit Mahlkörpern erst bei 60 bis 70 % der kritischen Drehzahl eine erhebliche Wurfbewegung und damit auch eine stärkere zertrümmende Wirkung der Mahlkörper erzielt wird, während bei höheren Füllungsgraden der Mühle die Mahlkörper eine mehr reibende Arbeit verrichten, eine Auffassung, die allerdings umstritten ist [54, 54a].

Fig. 5.5. shows the movement of the grinding media in tube mills at various speeds and for various degrees of ball charge. The picture indicates that, generally, at a lower degree of mill ball charge considerable trajectory movement begins when 60 to 70 % of critical speed is attained; this results in a stronger smashing action of the grinding balls, whereas at higher degrees of filling the grinding media perform more work of friction, which may possibly be a disputed viewpoint [54, 54a].

5.7. Gesamtladung von Mahlkörpern

Folgende praktische Formeln der genannten Autoren sind verschiedentlich in Gebrauch:

Taggart
Ahrends-Cieslinski
Stiernin

$G = 4620 R^2 L$ according to Taggart
 $G = 4100 R^2 L$ according to Ahrends-Cieslinski
 $G = 4000 R^2 L$ according to Stiernin

Zeichenerklärung:

Gesamtgewicht der Mahlkugeln, kg
Innerer Mühlenradius, m
Nutzbare Mühlenlänge, m

Notation:
= G = total weight of ball charge, kilograms
= R = inner mill radius, meter
= L = useful mill length, meter

Für genauere Berechnungen wird das nutzbare Mühlenvolumen V mit dem entsprechenden Füllungsgrad ψ multipliziert; dies ergibt das Schüttvolumen V_m der Mahlkörper in der Mühle:

For more precise estimates, the useful mill volume V is multiplied by the corresponding degree of ball charge ψ ; the result is the bulk volume V_m of the grinding media in the mill:

$$V_m = \psi \cdot V = \psi \cdot \frac{\pi R^2 L}{4}$$

Dies mit dem Schüttgewicht der Mahlkörper g_m multipliziert, ergibt das Gewicht der Mahlkörperladung:

Multiplying again by the bulk density of the grinding balls g_m , results in the weight of the total grinding ball load:

$$G = g_m \cdot V_m = g_m \cdot \psi \cdot \frac{\pi R^2 L}{4}$$

Das Schüttgewicht der Mahlkugeln ist etwa 4.55 t/m^3 und schwankt nur in geringem Maße mit deren Durchmesser; das spez. Gewicht ist $7.8 - 7.9 \text{ t/m}^3$.

The bulk density of the grinding balls is approximately $4.55 \text{ metric tons/m}^3$, and varies only slightly with their diameter; the specific gravity is $7.8 - 7.9 \text{ t/m}^3$.

5.8. Hinweise für Mühlenfüllungen

Zwecks besserer Ausnutzung des Raumes zwischen den Mahlkugeln werden sowohl in Mehrkammer- als auch in Einkammernmühlen Kugeln unterschiedlichen Durchmessers verwendet. Für eine Dreikammernmühle werden folgende Kugelgrößen empfohlen (siehe Tabelle 5.8.1.).

In der ersten Mahlkammer kann der Anteil der Mahlkugeln mit $100 - 110 \text{ mm } \varnothing$ etwa $25 - 30 \%$ des Gewichtes der Mahlkörperfüllung betragen. Die zweite Mahlkammer, in der mit Aufschlag und Zerkleinerung gearbeitet wird, kann mit gleichmäßigen Gewichtsanteilen von Kugeln mit $60, 50$ und $35 \text{ mm } \varnothing$ beladen werden.

5.8. Hints for mill charging

For a better utilization of the space they occupy, grinding balls of different diameters are used; this applies to multi-compartment as well as single compartment mills. For a three-compartment mill the following ball sizes are recommended (see table 5.8.1.).

The first mill compartment where grinding is performed by impact alone, should contain balls of sizes $100 - 110 \text{ mm } \varnothing$ amounting to 25 to 30% by weight of the compartments total ball load. The second mill compartment, where comminution is performed by impact and trituration, should be charged with equal number of balls of sizes $60, 50$ and $35 \text{ mm } \varnothing$.

Tabelle 5.8.1.

Table 5.8.1.

Mahlkammer Nr. Grinding compartment No.	Mahlkugeldurchmesser Grinding ball diameter	Kammerfüllung-Gewichts-% Compartment charge-% by weight
1	100 - 60 mm	30 %
2	60 - 35 mm	27 %
3	30 - 20 mm	24 %

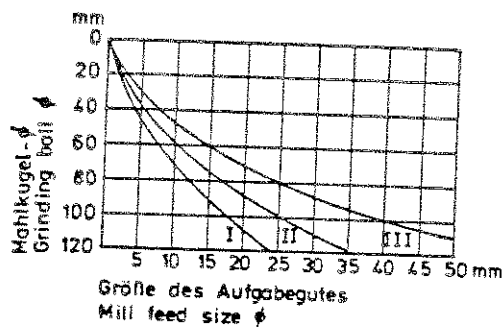


Fig. 5.6. Wahl der Größe der Mahlkugeln

Fig. 5.6. Size selection of grinding balls

Die dritte Mahlkammer zerkleinert meist nach dem Prinzip der Zerreibung und kann Kugeln in den Grenzen der angeführten Durchmesser enthalten oder auch Cylpebs. Cylpebs sind Stahl-Stangenabschnitte von etwa 10–26 mm Ø, wobei die günstigste Länge gleich dem doppelten Durchmesser ist:

$$L = 2 D.$$

Wird im einfachen Durchlauf gemahlen, so ist die ermahlene spezifische Oberfläche des Mahlgutes abhängig vom Verhältnis der Oberfläche der Mahlkörper zu deren Volumen (hauptsächlich 3. Mahlkammer). Um eine größere spezifische Oberfläche des Mahlgutes zu erhalten, sollen Mahlkörper mit einem

größeren Verhältnis $\frac{S(\text{Oberfläche})}{V(\text{Volumen})}$ verwendet werden.

Dies ist der Grund dafür, daß in der dritten Mahlkammer Cylpebs statt Kugeln verwendet werden; Kugeln haben bekanntlich bei größtem Volumen die kleinste Oberfläche.

Steiner[55] stellt das Verhältnis der Mahlkörperdurchmesser zur Größe des Mühlenaufgabegutes in den zwei angeführten Schaubildern dar. Die Kurven und Geraden in den Schaubildern bedeuten: I — hartes Mahlgut, II — mittelhartes Mahlgut, III — weiches Mahlgut (siehe Fig. 5.6 und 5.7).

5.9. Mahlkörper- und Mahlgutfüllung

Um die Mahlenergie maximal auszunutzen, soll das Verhältnis der Mahlkörperfüllung zur Mahlgutfüllung entsprechend zueinander abgestimmt werden und zwar mit Berücksichtigung der Mahlfeinheit; dieses Verhältnis ist umso größer, je höher die Feinheit des Mahlgutes sein soll. Soll eine Feinheit erreicht werden, die einem typischen Massenzement entspricht (etwa 3200 Blaine), bei gleichzeitiger maximaler Ausnutzung der Mahlenergie, dann soll das Verhältnis von Kugelfüllung zur Klinkerfüllung 15 oder mehr betragen [56, 57]. Mardulier nennt das Verhältnis der Kugelfüllung zur Klinkerfüllung $S_{(\text{Stahl})}$:

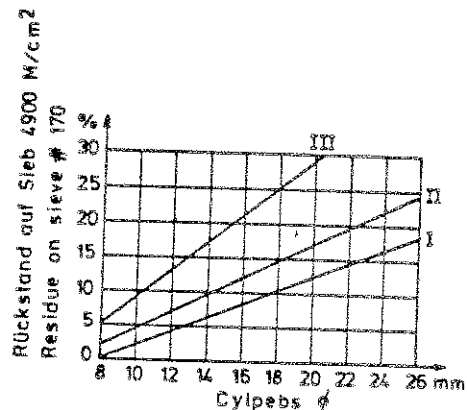


Fig. 5.7. Wahl der Größe der Cylpebs-Mahlkörper

Fig. 5.7. Size selection of cylpebs grinding media

The third grinding compartment comminutes mostly by trituration and should be charged with cylpebs or balls sized within the quoted limits. Cylpebs are cut steel rods 10 to 26 mm Ø; their most advantageous length equals twice the diameter:

$$L = 2 D.$$

When grinding in open circuit, the specific surface of the mill feed depends on the ratio of the surface of the grinding balls to their volume (this relates mostly to the 3. compartment). To achieve a higher specific surface of the mill feed, one should use grinding

media with a higher $\frac{S(\text{surface})}{V(\text{volume})}$ ratio. For this reason

cylpebs instead of balls are commonly employed in the third mill compartment, balls having the smallest surface per given volume.

Steiner[55] discusses the ratio between the diameter of the grinding media and the size of the mill feed. The curves and straight lines represent hardness of mill feed as follows: I — hard material, II — medium hard material, and III — soft material (see Fig. 5.6 and 5.7).

5.9. Grinding ball charge and clinker load

For maximum power economy in grinding, the ratio of ball charge to clinker load should be adjusted according to the fineness desired — the higher the fineness, the greater the ratio required. For typical Type I cement (fineness approximately 3200 Blaine), a ratio of ball charge to clinker load of 15 or more is indicated as desirable for maximum power economy [56, 57]. Mardulier calls the ball charge to clinker ratio

$S_{(\text{steel})} : C_{(\text{clinker})}$ ratio and says that an optimum $\frac{S}{C}$ ratio for which the surface output per unit of power input is a maximum, should be within the range from 8.1 to

C_{Klinker} -Verhältnis und empfiehlt, daß ein optimales $\frac{S}{C}$ Verhältnis sich in den Grenzen zwischen 8.1 und 10.1 bewegen soll, um eine maximale Zementoberfläche pro verbrauchte Energieeinheit zu erreichen [58]. Auch Scherer [58a] führt ein Beispiel an, in dem das Verhältnis von $S : C = 8.75$ beträgt (70 t Mahlkörper und 8 t Mahlgut).

Bei der 1984 üblichen Ausführung der Mehrkammer-Rohrmühle als 2-Kammer-Mühle wird die 2. Mahlkammer mit Mahlkörpern < 60 mm bei Füllungsgraden 30–36 % aufgefüllt.

10.1 by weight [58]. Also Scherer [58a] quotes an example with an $S : C$ ratio of 8.75 (70 t grinding media and 8 t mill feed).

In the two-compartment version of the multi-compartment mill which is the most usual design in 1984, the 2nd compartment is charged with < 60 mm balls at filling ratios of 30–36 %.

5.10. Mühlenfüllung mit Mahlkörpern (Beispiel 5.10.1)

Es ist die Mahlkörperfüllung einer Dreikammermühle zur Trockenmahlung von Zementrohmehl zu berechnen. Das Aufgabegut ist ein mittelhartes Material mit einer maximalen Korngröße von 25 mm. Die Mühlenabmessungen sind:

Innerer Mahlraumdurchmesser = 2.5 m
Trommellänge = 14.6 m; abzüglich zweier Kammertrennwände ($2 \times 0.30 = 0.60$ m) ist die nutzbare Mühlenlänge = 14.0 m.

Die Längen der einzelnen Kammern sind:

Kammer I : $L_1 = 0.25 \times 14 = 3.50$ m : compartment I
Kammer II : $L_2 = 0.25 \times 14 = 3.50$ m : compartment II
Kammer III : $L_3 = 0.50 \times 14 = 7.00$ m : compartment III

Die Volumina betragen

Kammer I : $V_1 = \frac{3.14 \times 2.5^2}{4} \times 3.50 = 17.15 \text{ m}^3$: compartment I
Kammer II : $V_2 = \frac{3.14 \times 2.5^2}{4} \times 3.50 = 17.15 \text{ m}^3$: compartment II
Kammer III : $V_3 = \frac{3.14 \times 2.5^2}{4} \times 7.00 = 34.30 \text{ m}^3$: compartment III

Mühlen-Arbeitsvolumen = 68.60 m^3 mill working volume

Unter Anwendung der oben angeführten Mühlenfüllungsgrade beträgt das Schüttvolumen der Mahlkörper in den einzelnen Kammern:

Kammer I : $17.15 \times 0.30 = 5.14 \text{ m}^3$: compartment I
Kammer II : $17.15 \times 0.27 = 4.63 \text{ m}^3$: compartment II
Kammer III : $34.30 \times 0.24 = 8.23 \text{ m}^3$: compartment III

Die Schüttgewichte sind: für Mahlkugeln 4.55 t/m^3 (Kammer I und II) und für Cylpebs 4.85 t/m^3 (Kammer III). Das Gewicht der Mahlkörper beträgt demnach:

Kammer I : $5.14 \text{ m}^3 \times 4.55 = 23.0 \text{ t}$: compartment I
Kammer II : $4.63 \text{ m}^3 \times 4.55 = 21.0 \text{ t}$: compartment II
Kammer III : $8.23 \text{ m}^3 \times 4.85 = 40.0 \text{ t}$: compartment III

Gesamtgewicht der Mahlkörper 84.0 t : total weight of grinding media.

5.10. Mill charge with grinding media (Example 5.10.1)

Calculate the charge of grinding balls of a three-compartment mill for dry-grinding of cement raw mix. The mill feed is a medium hard raw material with a particle size of minus 25 mm. The mill dimensions are:

Inner diameter = 2.5 meters
Length of drum = 14.6 meters; the useful mill length, minus two partition walls ($2 \times 0.30 = 0.60$ m) is 14.0 meters.

The lengths of the compartments are:

The volumes are

Applying the above mentioned per cents of mill charges, the bulk volumes of the grinding media in the particular compartments are:

The bulk weights are: for grinding balls 4.55 metric tons per m^3 and for cylpebs 4.85 metric tons per m^3 . Thus the weight of the grinding media is:

Tabelle 5.10.1.

Table 5.10.1.

Kammer Nr. Compartment No	Kugel Ø in mm Ball Ø mm	% Verteilung % Distribution
I	90	20
	80	25
	70	35
	60	20
II	50	50
	40	50
III	Cylpebs 12 × 24	50
	Cylpebs 18 × 36	50

Die verschiedenen Kugelgrößen könnten auf die einzelnen Kammern wie folgt verteilt sein (siehe Tabelle 5.10.1.)

The distribution of the different ball sizes to the mill compartments could be as follows (see table 5.10.1.)

Eine bestimmte Größe von Mahlkugeln kann Mahlgut mit einem ziemlich weiten Korngrößenbereich zerkleinern, ohne die Mühlenleistung wesentlich zu beeinflussen. Jedoch bewirkt eine zu große Abweichung von der optimalen Kugelgröße eine Beeinträchtigung der Mühlenleistung. Zu kleine Mahlkugeln hinterlassen im Mahlgut Überkorn; zu große Mahlkugeln erzeugen zu wenig spezifische Oberfläche [59].

A given ball size is capable of grinding a wide range of feed sizes without much impairment of the grinding efficiency. Too great a departure from the optimum ball size, however, will cause inefficient grinding. Undersized balls leave in the product small amounts of grossly oversized material. Oversized balls result in lower rates of new surface production [59].

Mahlkörpergattierung von Zementmühlen

Abmessungen: 3,65 × 10,30 m, 2-Kammermühle, geschlossener Kreislauf, 1 Raymond Windsichter Ø 5,5 m, 1 Antriebsmotor: 1862 kW; Mühlendurchsatz: etwa 45 t/h Massenzement.

Finish mill charge-sizes of grinding balls

Mill dimensions: 3.65 × 10.3 m, 2-compartment mill, closed circuit grinding with one 5.5 m dia. Raymond separator 1 drive motor: 2500 HP; mill output approx. 49 t/h of Type I cement.

Beispiel 5.10.2 (siehe Tabelle 5.10.2)

Example 5.10.2 (see table 5.10.2)

Tabelle 5.10.2.

Table 5.10.2.

	Kammer I Compartment I		Kammer II Compartment II				Gesamtladung Total load
Kugeldurchmesser mm Ball size, mm	63.5	51.—	38.—	25.4	19.—	16.—	
Mühlenladung in kg Load, kg	20,892	20,892	8,630	20,213	49,830	20,385	140,842
Volumen cm ³ /Kugel Volume, cm ³ /ball	130.9	65.45	28.73	8.18	3.55	2.14	
Gewicht pro Kugel in g Weight per ball, grams	1,031.5	515.7	226.4	64.46	28.—	16.86	
Kugelanzahl pro Tonne Amount of balls per ton	969	1,939	4,417	15,513	35,714	59,312	
Kugelanzahl pro Größe Total number of balls	20,244	40,509	38,118	313,564	1,779,628	1,209,075	3,401,138

Tabelle 5.10.3.

Table 5.10.3.

							Gesamtladung Total load
Kugeldurchmesser mm Ball size, mm	76.2	63.5	51.—	38.—	32.—	25.4	
Mühlenladung in kg Load, kg	24,000	14,000	23,000	17,000	22,000	23,000	123,000
Volumen cm ³ pro Kugel Volume, cm ³ per ball	229.84	130.9	65.45	28.73	17.16	8.18	
Gewicht pro Kugel in g Weight per ball, grams	1,811	1,031.5	515.7	226.4	135.2	64.46	
Kugelanzahl pro Tonne Amount of balls per ton	552	969	1,939	4,417	7,395	15,513	
Kugelanzahl pro Größe Total number of balls	13,248	13,566	44,597	75,089	162,690	356,800	665,990

Beispiel 5.10.3. (siehe Tabelle 5.10.3.)

Abmessungen: 3.95 × 6.40 m
Einkammermühle, geschlossener Kreislauf
2 Sturtevant Windsichter Ø 4.85 m
2 Antriebsmotoren je 745 kW = 1490 kW
Mühlenkapazität: etwa 43 t/h Massenzement

Example 5.10.3. (see table 5.10.3.)

Mill dimensions: 3.95 × 6.4 m
One-compartment mill, closed circuit grinding
2 Sturtevant separators Ø 4.85 m
2 drive motors a 1000 HP = 2000 HP
Mill output: approx. 47 t/h (short tons)
Type I cement

5.11. Mahlkugel-Formel

Berechnung der Größtkugel gemäß der Formel nach Bond [60]

5.11. Ball size formula

Calculation of the theoretical ball size according to Bond's formula [60]

$$B = \left(\frac{F}{K} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{S W_i}{C_c D} \right)^{1/3}$$

Zeichenerklärung:

Mahlkugeldurchmesser in Zoll
Korngröße des Aufgabegutes in µm (10⁻⁶m)
Arbeitsindex in kWh/t (t = 907 kg)
Prozent der krit. Mühlendrehzahl
Spez. Gewicht des Mahlgutes in g/cm³
Lichter Mühlendurchmesser in Fuß
Konstante (bei Verwendung von
Stahlkugeln)

Notation:
= B = grinding ball diameter, inches
= F = size of mill feed in microns
= W_i = work index in kWh per ton
= C_c = per cent of critical mill speed
= S = specific gravity of mill feed, g/cm³
= D = mill diameter inside liners, ft
= K = proportionality constant (when applying
steel balls):

350 für Naßmahlung } offener oder geschlossener
335 für Trockenmahlung } Kreislauf

350 for wet grinding, open or closed circuit
335 for dry grinding, open or closed circuit

Tabelle 5.11.1.

Table 5.11.1.

F	W _i	S	C _c	D	B
500	12	2.7	76	9.0	0.625
1000	15	3.0	75	10.0	0.973
2000	10	3.3	65	12.0	1.265
5000	13	2.9	77	8.0	2.110
10000	11	2.8	70	11.0	2.730

Tabelle 5.11.1. enthält Mahlkugelgrößen, die gemäß der Bond'schen Formel berechnet sind.

Table 5.11.1. contains ball sizes calculated with Bond's formula.

Bond's Mahlkugelformel ins metrische System umgerechnet [61]:

Bond's ball size formula converted into the metric system [61]:

$$B \text{ } \varnothing_{\text{mm}} = 20.17 \sqrt{\frac{F}{K}} \sqrt[3]{\frac{W_i S}{C_c \sqrt{D_{\text{(Meter)}}}}}$$

Der mit der Bond'schen Formel ermittelte Mahlkugeldurchmesser dient zur Wahl der nächsten im Handel erhältlichen Kugelgröße. Errechnete Kugeldurchmesser von 1 Zoll oder kleiner sind durch etwas größere Mahlkugeln zu ersetzen. Größeres Aufgabegut erfordert größere Mahlkörper und umgekehrt. Entsprechend dem Durchmesser der Größtkugel empfiehlt Bond folgende Mahlkörpergattierung (siehe Tabelle 5.11.2).

After the ball diameter has been found by calculation, the nearest commercial ball size available should be selected. However, if the calculated ball diameter is 1 inch or smaller, somewhat larger balls may be preferable. A coarser mill feed requires larger grinding balls and vice versa. Based on the maximum calculated ball size, Bond suggests the following size distribution of grinding balls (see table 5.11.2).

Tabelle 5.11.2.

Table 5.11.2.

Mühlen-Mahlkörper Neufüllung — Angaben in Gewichtsprozenten Grinding balls start-up charges — Per cent by weight							
Kugel $\varnothing$ in Zoll — Ball $\varnothing$ in inches	4½	4	3½	3	2½	2	1½
4½	23.0						
4	31.0	23.0					
3½	18.0	34.0	24.0				
3	15.0	21.0	38.0	31			
2½	7.0	12.0	20.5	39	34		
2	3.8	6.5	11.5	19	43	40	
1½	1.7	2.5	4.5	8	17	45	51
1	0.5	1.0	1.5	3	6	15	49
Gesamt % — Total %	100.0	100.0	100.0	100	100	100	100

Außer der angeführten Mahlkugelformel sind noch die folgenden Formeln für Mahlkugelgrößen zu erwähnen.

There are other formulas which should be mentioned in conjunction with the size of grinding balls.

a. Die empirische Formel von Bond:

a. Bond's empirical formula:

$$B = \sqrt{\frac{F W_i}{K C_c}} \sqrt[3]{\frac{S}{D}}$$

In der Formel bedeuten:

Mahlkugeldurchmesser in Zoll — B
Größe in μm von 80 % des Mühlenaufgabegutes — F
Bond'scher Arbeitsindex für Mühlenaufgabegut F — W_i
Prozent der kritischen Mühlendrehzahl — C_c
Spezifisches Gewicht des Mahlgutes — S
Lichter Mahlraumdurchmesser in Fuß — D
Kennzahl, die für Stahlkugeln 200 beträgt — K

where

grinding ball diameter, inches
size in microns, 80 % of new mill feed passings
Bond's work index of mill feed, size F
per cent critical mill speed
specific gravity of mill feed
mill diameter inside liners, feet
index, which for steel balls is 200

Obwohl dies eine rein empirische Formel ist, wurde sie mit Erfolg für die Ermittlung der richtigen Kugelgröße für verschiedene spezifische Mahlvorgänge angewendet.

Although this formula is completely empirical, it has been generally successful in selecting the proper size of grinding balls for specific grinding operations.

b. Die Kassatkin'sche Formel für die Bestimmung der minimalen Mahlkugelgröße [61a]:

b. Kassatkin's formula for estimating the minimum size of grinding balls [61a]:

$$d_{k \min} = d_{\max} \sqrt{\frac{\sigma^2}{1.28 E \cdot k \cdot D}}$$

In der Formel bedeuten:

Größter Durchmesser des Mühlenaufgabegutes in cm

= $d_{\max}$

where:

maximum diameter of mill feed particles, cm

Druckfestigkeit des Mühlenaufgabegutes in kg/cm^2

= σ

compressive strength of mill feed, kg/cm^2

Spez. Gewicht der Mahlkugeln in g/cm^3

= k

spec. gravity of grinding balls, g/cm^3

Lichter Mahlraumdurchmesser in cm

= D

inside diameter of tube mill, cm

Elastizitätsindex d. Mühlenaufgabegutes in kg/cm^2

= E

index of elasticity of mill feed, kg/cm^2

c. Die Papadakis-Formel

c. The Papadakis-formula

Papadakis [61b] benutzt zur Ermittlung des größten Mahlkugeldurchmessers eine Testmühle und rechnet das Testresultat auf eine Betriebsmühle um. Hierbei wird davon ausgegangen, daß das Verhältnis der kinetischen Energie der Kugeln, die aus Kugelgewicht ($\sim d^3$) und Fallhöhe ($\sim D$) zu bestimmen ist, zum Querschnitt des größten Mahlgutkornes ($\sim K^2$) konstant ist:

To estimate the diameter of the largest grinding ball, Papadakis [61b] employs a test mill, and converts the test result into that of a regular size mill. He begins from the assumption that the ratio of the kinetic ball energy which is to be determined from the ball weight ($\sim d^3$) and the drop height ($\sim D$), is proportional to the cross section of the largest mill feed particle ($\sim K^2$):

$$\frac{d_1^3 \cdot D_1}{K_1^2} = \frac{d_2^3 \cdot D_2}{K_2^2} = \text{const. (k)}$$

Daraus errechnet sich der maximale Kugeldurchmesser für die Betriebsmühle wie folgt:

From this, the maximum ball diameter for the regular mill is determined as follows:

$$d_2 = \left(\frac{d_1^3 \cdot D_1}{K_1^2} \right)^{1/3} \cdot \frac{K_2^{2/3}}{D_2^{1/3}} = k \cdot \frac{K_2^{1/3}}{D_2^{1/3}} \quad \text{where}$$

wobei

$$k = \left(\frac{d_1^3 \cdot D_1}{K_1^2} \right)^{1/3} = \text{const.}$$

6. Mahl-Arbeitsindex gemäß Bond

6. Grinding work index according to Bond

Durchschnittlicher Mahl-Arbeitsindex (Wi) nach Bond für nachstehend angeführte Materialien (siehe Tabelle 6.1.):

Average grinding work index (Wi) by type of material, according to Bond (see table 6.1.):

Tabelle 6.1.

Table 6.1.

Material	Spez. Gewicht Spec. gravity	Arbeitsindex Work index	Material
Bauxit	2.38	9.45	Bauxite
Zement-Klinker	3.09	13.49	Cement clinker
Zement-Rohmaterial	2.67	10.57	Cement raw material
Ton	2.23	7.10	Clay
Ton kalzinert	2.32	7.43	Clay calcined
Kohle	1.63	11.37	Coal
Dolomit	2.82	11.31	Dolomite
Rohgips	2.69	8.16	Gypsum rock
Kalkstein (für Zement)	2.68	10.18	Limestone for cement
Magnesit (totgebrannt)	5.22	16.80	Magnesite dead burned
Sandstein	2.68	11.53	Sandstone
Kesselschlacke	2.93	15.76	Slag
Hochofenschlacke	2.39	12.16	Slag — iron blast furnace

Der Arbeitsindex (Wi) gibt die kWh an, die aufzuwenden sind, um 1 t (short ton = 907 kg) Material von theoretisch unbegrenzter Korngröße bis zu 80 % Durchgang auf dem 0.10 mm Sieb zu zerkleinern. Der Arbeitsindex (Wi) gilt für Kugelmøhlen, die naß und im geschlossenen Kreislauf arbeiten. Für Trockenmahlung im geschlossenen Kreislauf ist der Wert Wi für die Arbeitsaufnahme in der Bond'schen Grundformel der III. Theorie mit 1.30 zu multiplizieren (siehe Beispiel 6.3.1.).

The work index (Wi) expresses the kWh required to reduce a short ton of material from theoretically infinite feed size to 80 % passing a square screen opening of 100 microns. The work index values apply to ball mills grinding wet in closed circuit. For dry grinding in closed circuit the work input calculated by Bond's basic Third Theory equation should be multiplied by 1.30 (see example 6.3.1.).

6.1. Hardgrove Mahlbarkeits-Index

Hardgrove Mahlbarkeits-Index verschiedener Materialien (mit steigender Indexzahl nimmt die Mahlbarkeit zu, d. h. der Stoff ist leichter mahlbar) [62]. Siehe Tabelle 6.1.1.

Der Hardgrove Mahlbarkeits-Index (Hg) kann mit Hilfe der folgenden Formel in den Bond'schen Arbeits-Index (Wi) umgerechnet werden:

$$Wi = \frac{435}{Hg^{0.91}} \text{ (kWh/short ton; 1 t = 907 kg)}$$

Die hier in Rechnung gestellten Mahlbarkeitskoeffizienten gemäß Bond, Towarow, Hardgrove usw., resultieren aus Mahlbarkeitsversuchen, ausgeführt in speziellen Mahlbarkeitsprüfmøhlen. Die Testmøhlen haben unterschiedliche Ausmaße und sind mit einer

6.1. Hardgrove grindability ratings

Hardgrove grindability ratings of various materials (grindability increases with magnitude of rating number) [62]. See table 6.1.1.

Hardgrove grindabilities (Hg) can be converted to Bond's Work Indices (Wi) using the following formula:

The grinding indices quoted by Bond, Towarow, Hardgrove, etc., result from grinding tests which are performed in special grinding test mills. The test mills are of various sizes and are charged with different numbers and weights of grinding media. Generally,

6. Mahl-Arbeitsindex gemäß Bond

unterschiedlichen Anzahl und unterschiedlichen Gewichten von Mahlkugeln gefüllt. Meistens wird bis zu einer bestimmten Umdrehungszahl gemahlen oder die verbrauchte Energie gemessen, um das Mahlgut bis zu einer bestimmten Feinheit zu mahlen. Das erhaltene Ergebnis bildet den Mahlbarkeitskoeffizienten. Es würde an dieser Stelle zu weit führen, alle die Testmühlen und -methoden zu beschreiben; es seien hier nur noch die übrigen Mahlbarkeitsmethoden genannt:

- a. Lennox-Methode
- b. Jansey-Methode
- c. Hertzog-Methode
- d. Coghill-Methode
- e. Mackson-Kaden-Methode
- f. ASTM-Methode
- g. Allis-Chalmers-Methode
- h. Papadakis-Methode
- i. Gross-Zimmerley-Methode
- j. Zeisel-Methode, die in Deutschland fast ausschließlich in Gebrauch ist.

6. Grinding work index according to Bond

grinding is performed up to a certain number of mill revolutions, or the test material is ground to a certain fineness, and the consumed energy measured. The results of these tests are grinding indices. A description of all test mills and methods is not within the scope of this discussion; therefore, the following contains only a listing of other grinding test methods:

- a. The Lennox-method
- b. The Jansey-method
- c. The Hertzog-method
- d. The Coghill-method
- e. The Mackson-Kaden-method
- f. The ASTM-method
- g. The Allis-Chalmers-method
- h. The Papadakis-method
- i. The Gross-Zimmerley-method
- j. The Zeisel-method, which is almost the only method used in Germany.

Tabelle 6.1.1.

Table 6.1.1.

Material	Mahlbarkeit Grindability	Material	Mahlbarkeit Grindability
Zement Rohmaterial von: Cement raw mix rock from:		Kohle, Anthrazit von: Coal, anthracite from:	
Alabama	47	Carbon County, Pa.	30 – 33
California	79	Schuykill County, Pa.	33 – 53
Indiana	78	Kohle, bituminös von: Coal, bituminous from:	
Kansas	120	Alabama	72 – 85
Missouri	93	Colorado	44 – 47
New Jersey	67	Ohio	57
New York	53 – 57	Pennsylvania, Allegheny County	58 – 71
Ohio	58	Feldspat	43
Oklahoma	63	Feldspar	
Pennsylvania: Philadelphia	84 – 95	Eisenerz	38
Lehigh Valley	64 – 74	Iron ore	
Virginia	50 – 54	Phosphat, Tricalcium-	134
Washington	43 – 79	Phosphate, tricalcium-	
Ton		Sand, Quarz-	24 – 55
Clay	97	Sand, silica-	
Zement-Klinker	30 – 50	Kalk	105
Cement-clinker		Lime	
		Kalkstein	54 – 78
		Limestone	
		Eisenoxyd	57
		Iron oxide	
		Magnesit	44 – 64
		Magnesite	

6.2. Die Starke-Formel

Die *Starke*-Formel [63] bestimmt das optimale Verhältnis zwischen der Größe des Mühlenaufgabegutes und dem Durchmesser der Mahlkugeln und besagt, daß eine Mühle am wirksamsten neue Oberfläche erzeugt, wenn das Verhältnis von

6.2. The Starke-formula

The *Starke*-formula [63] determines the optimum ratio of the initial particle size to the grinding ball size and suggests that a grinding mill is most efficient in producing surface when the ratio of

5.3. Mühlen-Leistungsbedarf

5.3. Ball mill power demand

$$\frac{\text{Durchmesser des Aufgabegutes}}{(\text{Mahlkugeldurchmesser})^2} = 600 \times 10^{-8}$$

(die Durchmesser sind in μm ausgedrückt)

Der optimale Wert dieses Verhältnisses hängt von den physikalischen Eigenschaften des Mahlgutes ab.

Slegten [64] behauptet, daß unterschiedliche Größe der Mahlkugeln bei der Grobvermahlung bessere Ergebnisse liefert, als Mahlkugeln gleichen Durchmessers. Im Bereiche der Feinmahlung dagegen geben Mahlkugeln mit gleichem Durchmesser bessere Mahlergebnisse.

$$\frac{\text{Initial particle diameter}}{(\text{Ball diameter})^2} = 600 \times 10^{-8}$$

(diameters are expressed in microns)

The optimum value of this ratio depends on the physical characteristics of the material to be ground.

Slegten [64] says that in the range of coarse grinding, different sizes of grinding balls yield better grinding results than balls of the same diameter. However, in the range of fine grinding better grinding results are obtained with grinding balls of the same size.

6.3. Mühlen-Leistungsbedarf

6.3. Ball mill power demand

- I. Für eine Kugelmühle mit der richtigen Mahlkörperfüllung und einer optimalen Drehzahl kann der Leistungsbedarf annähernd mit der nachstehenden empirischen Formel ermittelt werden:

$$P = 125 G$$

hierin ist:

Mühlen-Leistungsbedarf in PS
Mahlkörperfüllung in Tonnen

where:

= P = grinding energy requirement in HP (metric)
= G = total ball load in tons (metric)

- II. Genauere Ergebnisse liefert die empirische Formel nach *Blanc*:

- II. More precise results can be obtained when applying *Blanc's* formula:

$$P = c \cdot G \cdot \sqrt{D}$$

hierin ist:

Mühlen-Leistungsbedarf in PS
Faktor berücksichtigend Mahlkörper
und Mühlenfüllungsgrad (siehe Tabelle 6.3.1.)
Mahlkörperfüllung, t
Innerer Mahlraumdurchmesser, m

where:

= P = mill power demand, HP
= c = index relating to grinding balls and mill charge (see table 6.3.1.)
= G = total grinding ball load, t
= D = inside mill diameter, m

Tabelle 6.3.1.

Table 6.3.1.

Werte für den c-Faktor (Blanc-Formel) Index c-values (Blanc's formula)					
Mahlkörper — Grinding media	Mühlen-Füllungsgrad — Degree of ball load				
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
Große Stahlkugeln (> 60 mm) Large steel balls	11.9	11.0	9.9	8.5	7.0
Kleine Stahlkugeln (< 60 mm) Small steel balls	11.5	10.6	9.5	8.2	6.8
Cylpebs	11.1	10.2	9.2	8.0	6.0
Stahl-Mahlkörper — Steel grinding media Durchschnitt average	11.5	10.6	9.53	8.23	6.8

III. Gemäß der Bond'schen oder Dritten Theorie der Zerkleinerung*; die Grundformel dieser Theorie ist:

III. According to Bond's Third Theory of comminution*; the basic Third Theory equation is:

$$W = \frac{10 W_i}{\sqrt{P}} - \frac{10 W_i}{\sqrt{F}}$$

worin:

kWh pro Tonne (907 kg) Mahlgut

80 % Siebdurchgang des Grobgutes in μm

80 % Siebdurchgang des Feingutes in μm

Arbeitsindex nach Bond (s. Tabelle 6.1.)

where:

kWh per short ton of ground material (power input)

microns 80 % of the feed passing

microns 80 % of the product passing

work index according to Bond (see table 6.1.)

Beispiel 6.3.1.

Bestimme die erforderliche Mahlenergie einer 400.000 Jahres-Tonnen (1 t = 907 kg) Zementfabrik mit nur einer technologischen Linie. 333 Arbeitstage pro Jahr entsprechen 1200 Tages-Tonnen, und 22 Arbeitsstunden pro Tag entsprechen 54.5 Stunden-Tonnen Zementherzeugung.

1200 $\times$ 0.04 = 48 t Gips und 1152 t Klinker

1152 $\times$ 1.60 = 1843 t Rohmehl pro Tag

1843 : 22 = 84 t/h Rohmehlerzeugung

Der Bond'sche Arbeitsindex für Zementrohmehl ist 10.57 $\times$ 1.30 (Trockenmahlfaktor) = 13.74.

Das Rohmaterial-Mühlenaufgabegut hat 80 % Siebdurchgang der Größe $\frac{3}{8}$ Zoll = 9525 μm = F.

Das gemahlene Rohmehl hat 80 % Siebdurchgang der Größe 200 Maschen = 74 μm = P.

Obige Werte eingesetzt in die Bond'sche Formel:

$$W = \frac{10 \times 13.74}{\sqrt{74}} - \frac{10 \times 13.74}{\sqrt{9525}} = 15.97 - 1.40 = 14.57 \text{ kWh/t}$$

Rohmehlerzeugung 84 t/h $\times$ 14.57 kWh = 1224 kWh $\times$ 1.341 (1 US-HP = 746 Watt) =

Example 6.3.1.

Estimate the required grinding energy for a 400,000 t/year cement plant with only one production line and 333 operating days per year. Then the cement production is 1200 t/day and 54.5 t/h at 22 working hours per day.

1200 $\times$ 0.04 = 48 t gypsum and 1152 t/day clinker,

1152 $\times$ 1.60 = 1843 t/day and at 22 operating hours per day 84 t/h raw mix production.

The work index for cement raw mix is 10.57 $\times$ 1.30 (dry grinding factor) = 13.74.

The mill feed size is 80 % passing $\frac{3}{8}$ inches or 9525 microns = F.

The raw mix is ground to 80 % passing 200 mesh or 74 microns = P.

Applying Bond's equation:

Raw mix production 84 t/h $\times$ 14.57 kWh = 1224 kWh $\times$ 1.341 =

1641 HP (US)

sind für den Antrieb der Rohmühle erforderlich; die eigentliche Stärke des Motors hängt vom mechanischen Wirkungsgrad der Mühlenantriebs-Elemente ab.

are required for the raw mill drive motor; the actual motor size depends upon the mechanical losses of the mill drive arrangement.

Die Größe des Klinkerkornes ist $\frac{9}{16}$ Zoll = 14.3 mm, oder F = 14,300 μm .

The clinker fed into the finish mill has 80 % passing $\frac{9}{16}$ inches, or F = 14,300 microns.

* Als erste Theorie der Zerkleinerung wird die von Rittinger aufgestellte sogenannte Oberflächentheorie der Zerkleinerung bezeichnet (P. Ritter von Rittinger: Lehrbuch der Aufbereitungskunde, Berlin 1867).

Die zweite Theorie ist die Kick'sche Volumen- oder Gewichtstheorie der Zerkleinerung (Friedrich Kick: Das Gesetz vom Proportionalen Widerstand und Seine Anwendung, Leipzig 1885).

Die dritte Theorie ist die Bond'sche Arbeitsindex-Theorie der Zerkleinerung (F. C. Bond: Third Theory of Comminution — Dritte Theorie der Zerkleinerung, American Institute of Mining Engineers, Transactions, 1952, Mining Engineering May 1952).

* The first theory of comminution is Rittinger's so-called surface theory of size reduction (P. Ritter von Rittinger: Lehrbuch der Aufbereitungskunde — Textbook of Beneficiation, Berlin 1867).

The second theory is called Kick's volume or weight theory of comminution (Friedrich Kick: Das Gesetz vom Proportionalen Widerstand und Seine Anwendung — The principle of the proportionate resistance and its application, Leipzig 1885).

The third theory is Bond's work index theory of comminution (F. C. Bond: Third Theory of Comminution, American Institute of Mining Engineers, Transactions, 1952, Mining Engineering, May 1952).

6.4. Spez. Oberfl. und Korngröße (zur Bond'schen Formel)

Der Klinker soll zu Massenzement (Typ I nach ASTM) mit einer Blainezahl von 3100 cm²/g vermahlen werden; dies entspricht etwa 80 % Siebdurchgang auf 37 µm, dann ist P = 37 (siehe Tabelle 6.4.1.)

Der Arbeitsindex für Klinker ist 13.49 × 1.30 (Trockenmahlfaktor) = 17.53

Aus der Bond'schen Formel resultiert dann

$$W = \frac{10 \times 17.53}{\sqrt{37}} - \frac{10 \times 17.53}{\sqrt{14,300}} = 28.83 - 1.46 = 27.37 \text{ kWh/t.}$$

27.37 × 1.113 (Feinmahlfaktor, siehe unten) = 30.46
Zementherzeugung: 54.5 t/h × 30.46 kWh = 1660 kW
× 1.341 = 2226 HP sind zum Antrieb der Zementmühle erforderlich; die eigentliche Motorstärke hängt vom mechanischen Wirkungsgrad der Mühlenantriebsselemente ab.

Feinmahlfaktor (zur Bond'schen Formel); soll die Korngröße des Mahlproduktes P kleiner als 70 µm sein, dann ist der Arbeitsindex mit dem empirisch ermittelten Feinmahlfaktor A₁ zu multiplizieren. Der Feinmahlfaktor wird errechnet aus

$$A_1 = \frac{P + 10.3}{1.145 P}$$

Der Feinmahlfaktor wurde für die Feinmahlung von Zementklinker ermittelt und kann für Trockenmahlung bis hinunter zu Werten für P ≤ 15 angewendet werden.

6.4. Spezifische Oberfläche und Korngröße (zur Bond'schen Formel)

Tabelle 6.4.1. enthält die angenäherte Korngröße — in µm für 80 % Siebdurchgang — die der angegebenen spezifischen Oberfläche (nach Wagner und Blaine) entspricht; ferner enthält die Tabelle den Feinmahlfaktor A₁ für verschiedene Korngrößen des Mahlproduktes P. Die Wagner-Oberfläche verhält sich zur Blaine-Oberfläche wie 1 : 1.8.

Tabelle 6.4.1.

Spez. Oberfl. nach Wagner Wagner Surface Area	Spez. Oberfl. nach Blaine Blaine Surface Area	80 % Siebdurchgang P, Korngröße in µm 80 % Passing Size P microns	Feinmahlfaktor A ₁ Fine Product Factor A ₁
1400	2520	62.4	1.018
1500	2700	53.6	1.040
1600	2880	45.7	1.070
1700	3060	40.7	1.094
1750	3150	37.6	1.113
1800	3240	36.3	1.121
2000	3600	28.2	1.192
2500	4500	18.0	1.373
3000	5400	12.0	1.623

6.4. Specific surface and particle size (to Bond's equation)

The clinker should be ground to Type I cement (ASTM) with a Blaine number of 3100 cm²/gram; this is approximately equivalent to 80 % passing 37 microns, or P = 37 (see table 6.4.1.)

The work index for clinker is 13.49 × 1.30 (dry grinding factor) = 17.53.

Applying Bond's equation

27.37 × 1.113 (fine product factor, see below) = 30.46
Cement production: 54.5 t/h × 30.46 kWh = 1660 kW
× 1.341 = 2226 HP are required for the finish mill drive; the actual motor size depends upon the mechanical losses of the mill drive arrangement.

Fine product factor (to Bond's equation); should the product size, P, be smaller than 70 microns, then the work input is multiplied by the following empirical adjustment factor A₁, which equals

The fine product factor was derived for the fine grinding of cement clinker and applies to values for dry grinding as low as P ≤ 15.

6.4. Specific surface and particle size (to Bond's equation)

Table 6.4.1. contains an approximate comparison of the 80 % passing size in microns to the corresponding specific surface (according to Wagner and Blaine), and also the fine product factor A₁ for the product particle size P. The ratio of the Wagner-surface to the Blaine-surface = 1 : 1.8.

Table 6.4.1.

6.5. Umrechnung auf Durchlaufmahlung

Umrechnung auf Durchlaufmahlung, sowohl naß als auch trocken, geschieht durch Multiplikation des Wertes W (Bond'sche Formel) für Arbeitsaufnahme bei Mahlung im geschlossenen Kreislauf mit einem Faktor für Durchlaufmahlung. Dieser Faktor variiert mit der Prozentzahl des Siebdurchganges. Tabelle 6.5.1. enthält Multiplikationsfaktoren für Umrechnung auf Durchlaufmahlung unter Bezugnahme auf verschiedene Siebdurchgangsprozente.

6.5. Conversion to open-circuit grinding

Conversion to open-circuit grinding, either wet or dry, is done by multiplying the closed circuit work input W (Bond's equation), by an open circuit multiplication factor. This factor varies with per cent passing.

Some open-circuit multiplication factors for various reference percentages passing are listed in table 6.5.1.

Tabelle 6.5.1.

Table 6.5.1.

Prozent Siebdurchgang Per cent passing	Durchlaufmahlungs- Faktor Open circuit multi- plication factor
50	1.035
60	1.05
70	1.10
80	1.20
90	1.40
92	1.46
95	1.57
98	1.70

6.6. Kugelmühlen-Leistung

6.6.1. Nach Towarow; die Towarow-Formel [41] zur Berechnung der Leistung von Kugelmühlen lautet:

6.6. Ball mill capacity

6.6.1. According to Towarov; Towarov's formula [41] for the determination of ball mill capacity is:

$$Q = q \times \frac{a \times b \times c}{1000} \times 6.7 \times V \times \sqrt{D} \times \sqrt{\frac{G}{V}}$$

worin:

Mühlenleistung in Tonnen (metrisch) pro Stunde
Spezifische Mühlenleistung in kg Aufgabegut
per 1 kWh Energieverbrauch bei 10 % Rückstand
auf dem 4900 M/cm² Sieb; diese Leistung wird
mit 40 kg/kWh angenommen

Mahlbarkeitskoeffizient (s. Tabelle 6.6.1.)

Mahlfeinheits-Korrekturfaktor
(s. Tabelle 6.6.3.)

Korrekturfaktor für den Mühlentyp
(s. Tabelle 6.6.4.)

Mühlen-Mahlraumvolumen, m³

Innerer Mahlraumdurchmesser, m

Mahlkörpergewicht in Tonnen

where:

Q = mill capacity in tons per hour (metric tons)

q = specific mill capacity expressed in kg mill
feed per 1 kWh energy consumption at 10 %
residue on the 4900 mesh/cm² sieve; this
capacity is assumed to be 40 kg/kWh

a = grindability index (see table 6.6.1.)

b = correction index for fine grinding
(see table 6.6.3.)

c = correction index for the mill type
(see table 6.6.4.)

V = inside mill volume, m³

D = inside mill diameter, m

G = total load of grinding media, tons (metric)

Towarows Formel kann vereinfacht werden

$$Q = 6.7 q \cdot \frac{a \cdot b \cdot c}{1000} \sqrt{VDG}$$

Tabelle 6.6.1.

Table 6.6.1.

Mahlbarkeitskoeffizient a (zur Towarow-Formel) Grindability index a (to Towarov-formula)		
Mahlgut	Koeffizient Index	a
Drehofenklinker	1.00	
Klinker v. automat. Schachttöfen	1.15–1.25	
Hochofenschlacke, granuliert	0.55–1.10	
Kreide	3.70	
Ton	3.00–3.50	
Mergel	1.40	
Kalkstein	1.20	
Quarzsand	0.6–0.7	
Kohle	0.8–1.6	
		Mill feed
		Rotary kiln clinker
		Clinker from automatic shaft kilns
		Blast furnace slag, granulated
		Chalk
		Clay
		Marl
		Limestone
		Silica sand
		Coal

Der Mahlbarkeitskoeffizient nach Towarow besagt, um wieviel sich die Mühlenleistung erhöht oder vermindert im Verhältnis zu Drehofenklinker, dessen Mahlbarkeit mit 1 festgesetzt ist; danach wird z. B. eine Mühle mit 30 t/h Klinkermahlung, $30 \times 1.4 = 42$ t/h Mergel oder $30 \times 0.6 = 18$ t/h Quarzsand vermahlen.

Der Mahlbarkeitskoeffizient für Drehofenklinker selbst schwankt mit dessen mineralogischen Zusammensetzung und ist vor allem vom Dikalziumsilikat-Gehalt des Klinkers abhängig; je höher der Gehalt an $2 \text{ CaO} \cdot \text{SiO}_2$, desto schwieriger läßt sich der Klinker mahlen.

Tabelle 6.6.2. [66] enthält verschiedene Werte des Mahlbarkeitskoeffizienten a für Drehofenklinker in Abhängigkeit vom Gehalt an Dikalziumsilikat (zur Towarow-Formel).

The Towarov grindability index is used to determine the influence of materials on the cement clinker grinding capacity of a mill; the basis is rotary kiln clinker with a defined grindability index of $a = 1$. According to this, a mill grinding 30 t/h clinker, will grind $30 \times 1.40 = 42$ t/h of marl or $30 \times 0.6 = 18$ t/h of silica sand.

The grindability index of rotary kiln clinker itself varies with its mineralogical composition and depends above all upon the dicalcium silicate-content of the clinker; the higher the percentage of dicalcium silicate, the more difficult it is to grind the clinker.

Table 6.6.2. [66] contains various values of the grindability index, a , for rotary kiln clinker, as a function of the dicalcium silicate content (for use in the Towarov formula).

Tabelle 6.6.2.

Table 6.6.2.

Dicalciumsilikat im Klinker, Gew.-% Content of dicalcium silicate in clinker, %	Mahlbarkeitskoeffizient a Grindability index a
5	1.10
10	1.05
15	1.00
20	0.95
25	0.88
30	0.82
35	0.72
40	0.70

Auch beeinflusst die Lagerung des Klinkers seine Mahlbarkeit. Frischer Klinker ist schwerer zu mahlen als Klinker, der etwa 2–3 Wochen gelagert hat. Die Lagerzeit beeinflusst den Mahlbarkeitskoeffizienten a in den Grenzen von 0.9 bis 1.15.

Mahlfeinheits-Korrekturfaktor b ; dieser Faktor ist abhängig vom Rückstand des Mahlgutes auf dem 4900 Maschen/cm²-Sieb und wurde mit 10 % Rückstand als $b = 1$ festgesetzt. Tabelle 6.6.3. enthält verschiedene Werte für b , in Abhängigkeit vom Siebrückstand.

Storage time also influences the grindability of the clinker. Fresh clinker is harder to grind than clinker which has been stored 2 or 3 weeks. Depending upon the storage time, the grindability index a varies within the limits of 0.9 to 1.15.

The fine grinding correction index b depends upon the residue of the ground material on the 4900 mesh/cm²-sieve, and was defined as $b = 1$ corresponding to a residue of 10 %. Table 6.6.3. contains various values of b , as a function of the sieve residue.

Tabelle 6.6.3.

Table 6.6.3.

Mahlfeinheits-Korrekturfaktor b (zur Towarow-Formel) Fine grinding correction index b (to Tovarov-formula)	
% Rückstand auf 4900 M-Sieb % Residue on the 4900 mesh sieve	Korrektur-Faktor Correction index
2	0.59
3	0.65
4	0.71
5	0.77
6	0.82
7	0.86
8	0.91
9	0.95
10	1.00
11	1.04
12	1.09
13	1.13
14	1.17
15	1.21
16	1.26
17	1.30
18	1.34
19	1.38
20	1.42

Korrekturfaktor c für den Mühlentyp (zur Towarow-Formel)

Correction index c for the mill type (to Tovarov-formula)

Tabelle 6.6.4.

Table 6.6.4.

Mühlenkreislauf — Mill circuit	Mühlentyp — Mill type	Korrekturfaktor c Correction index c
Offener Kreislauf — Open circuit	Mehrkammermühlen (3–4 Kammern) Multicompartment mills (3–4 compartments)	1.0
	Zweikammermühlen Two-compartment mills	0.9
Geschlossener Kreislauf — Closed circuit	Windsichtermühlen Air separator mills	1.3–1.5

Beispiel 6.6.1.**Berechnung gemäß der Towarow-Formel**

Zu berechnen ist die Stundenleistung einer Mehrkammermühle mit Trockenmahlung im offenen Kreislauf; das Mahlgut ist 70 % Kalkstein und 30 % Mergel. Die Mahlfeinheit soll 6 % Rückstand auf dem 4900 M-Sieb betragen.

Mühlen-D = 2 m, L = 13 m, V = 41 m³

Gewicht der Mahlkörper G = 46 t (metrisch)

Mahlbarkeitskoeffizient a: $0.70 \times 1.20 + 0.30 \times 1.40 = 1.26$

Mahlfeinheits-Korrekturfaktor b: $6\%/4900\text{ M} = 0.82$

Mühlentyp-Korrekturfaktor c: für Mehrkammermühle = 1.—

Lösung**Example 6.6.1.****Illustrative problem to Tovarov-formula**

Calculate the hourly capacity of a multicompartment mill grinding dry and in open circuit; mill feed is 70 % limestone and 30 % marl. The product should have a fineness of 6 % residue on the 4900 mesh sieve.

Mill-ID = 2 m, mill length L = 13 m, V = 41 m³

Total mill load G = 46 t (metric tons)

Grindability index a: $0.70 \times 1.20 + 0.30 \times 1.40 = 1.26$

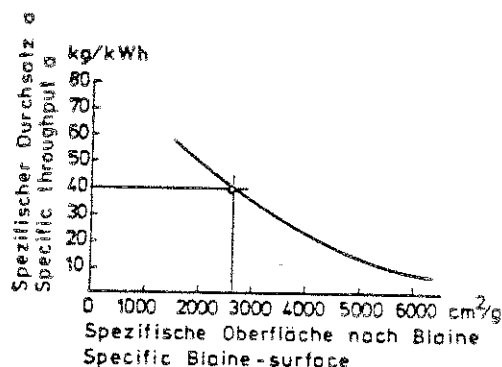
Fine grinding correction index b: $6\%/4900\text{ mesh} = 0.82$

Mill type correction index c: for multicompartment mill = 1.—

Solution (result in metric tons):

$$Q = 40 \frac{1.26 \times 0.82 \times 1.0}{1000} \times 6.7 \times 41 \times \sqrt{2} \times \sqrt{\frac{46}{41}} = 17.0 \text{ t/h}$$

6.6.2. Nach Jacob [67]; zur Beurteilung der Mahlbarkeit von Rohrmöhlen hat Jacob Formeln für die sogenannte Kapazitäts-Meßzahl und für den Mühlen-durchsatz entwickelt. Die Meßzahl nimmt auf die erzeugte Oberfläche in cm^2/g (nach Blaine) Bezug, weil diese die Mahlarbeit am besten erfaßt. Der spezifische Durchsatz für Zementklinker in kg/kWh wurde mit Hilfe von praktischen Mahlbarkeitsbestimmungen durchgeführt; dieser beträgt hiernach $40 \text{ kg}/\text{kWh}$, bei einer spezifischen Blaine-Oberfläche von $2650 \text{ cm}^2/\text{g}$ (siehe Fig. 6.1.). Als Bezugsbasis für das Mahlraumvolumen wurde ein lichter Mahlbanddurchmesser von $D_{Mb} = 1$ gewählt und diesem ein Durchsatz von $0.2 \text{ t}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$ zugeordnet.



6.6.2. In order to evaluate the grinding work of tube mills Jacob [67] developed equations for the so-called capacity value and for the mill throughput. The capacity value refers to the Blaine-surface (cm^2/gram) of the product because it is the best reference for grinding work. For grinding cement clinker the specific throughput expressed as kg/kWh was derived from practical grindability tests; this throughput was found to be $40 \text{ kg}/\text{kWh}$ at a specific Blaine-surface of $2650 \text{ cm}^2/\text{gram}$ (see Fig. 6.1.). An inner grinding path diameter of $D_{Mb} = 1$ was assumed as a reference point for the volume of the grinding space; to this reference point a throughput of $0.2 \text{ t}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$ was assigned.

Fig. 6.1. Mahlbarkeitskurve, abgestimmt auf optimale Betriebswerte; Mahlgut: Drehofenklinker

Fig. 6.1. Grindability curve, adjusted to standard operating values; mill feed: rotary kiln clinker

Zur Bestimmung des nach der Mahlbarkeitskurve erreichbaren spezifischen Durchsatzes wird die Blainenzahl des Fertiggutes benutzt. Der spezifische Bezugsdurchsatz von $40 \text{ kg}/\text{kWh}$ wird dann durch den der Mahlbarkeitskurve entnommenen spezifischen Durchsatz a (siehe Formel) dividiert. Nach der Meßzahlformel können Rohrmöhlen jeder Bauart und Größe auf ihre Mahlarbeit hin untersucht werden. Die optimale Kapazitäts-Meßzahl ist 100 und wird erreicht, wenn der spezifische Durchsatz der Mühle die Höhe erreicht, die, bei gleicher Blainenzahl, ein spezifischer Durchsatz nach der Mahlbarkeitskurve hat und wenn der Mühlen-durchsatz den Bedingungen der Jacob'schen Durchsatzformel entspricht.

Die Jacob'schen Mühlenformeln sind:

a) für die Bestimmung der Kapazitäts-Meßzahl

$$M_z = \frac{20,000 \times L \times D_{Mb}}{a \times D_M \times V}$$

b) für die Bestimmung des Mühlen-durchsatzes

$$L = \frac{M_z \times a \times D_M \times V}{20,000 \times D_{Mb}}$$

oder wenn $M_z = 100$, dann ist

$$L = \frac{100 \times a \times D_M \times V}{20,000 \times D_{Mb}} \text{ [t/h]}$$

worin:

Kapazitäts-Meßzahl für Durchlaufmahlung = M_z
Möhlen-Durchsatz, t/h = L

Jacob's mill formulas are:

a) to estimate the capacity value

b) to estimate the mill throughput

or inserting 100 for M_z , then

where:

= M_z = capacity value for open circuit grinding
= L = mill throughput, t/h (metric)

6. Mahl-Arbeitsindex gemäß Bond

6. Grinding work index according to Bond

Auf die Blainezahl des Fertiggutes bezogener spezifischer Durchsatz nach Mahlbarkeitskurven, kg/kWh

Bezugs-Mahlbahndurchmesser, 1.0 m

Mittlerer Mahlbahndurchmesser, m

Volumen des Mahlraumes, m³

= a

= D_{Mb}

= D_M

= V

Specific throughput related to the Blaine-number of the finished product, drawn from grindability curves, kg/kWh

reference grinding path diameter, 1.0 m

mean grinding path diameter, m

volume of grinding space, m³

Berechnungsbeispiel 6.6.2

Zwei gleiche Mehrkammermühlen 2.4 × 13 m mahlen Klinker von unterschiedlicher Mahlbarkeit. Mühle 1 hat einen spezifischen Durchsatz von 35.6 kg/kWh und Mühle 2 einen solchen von 28.4 kg/kWh. D_M ist für beide Mühlen 2.40 — (2 × 0.06 m für Panzerung) = 2.28 m und V = 53 m³. Zu bestimmen ist der Durchsatz jeder Mühle und zu kontrollieren ist deren Meßzahl 100.

Illustrative problem 6.6.2

Two equal multicompartiment mills 2.4 × 13 m are grinding clinker with different grindability. The specific throughput of mill N° 1 is 35.6 kg/kWh, and that of mill N° 2 is 28.4 kg/kWh. D_M is for both mills 2.40 — (2 × 0.06 m for liners) = 2.28 m, and V = 53 m³. Estimate the throughput for each mill as well as the capacity value 100.

Lösung:

Solution:

$$\text{Mühle 1:} \quad L = \frac{100 \times 35.6 \times 2.28 \times 53}{20,000 \times 1.0} = 21.5 \text{ t/h} \quad \text{mill 1}$$

$$M_z = \frac{20,000 \times 21.5 \times 1.0}{35.6 \times 2.28 \times 53} = 100;$$

$$\text{Mühle 2:} \quad L = \frac{100 \times 28.4 \times 2.28 \times 53}{20,000 \times 1.0} = 17.15 \text{ t/h} \quad \text{mill 2}$$

$$M_z = \frac{20,000 \times 17.15 \times 1.0}{28.4 \times 2.28 \times 53} = 100$$

Beide Mühlen haben also die gleiche Jacob'sche Meßzahl und leisten somit gleiche Mahlarbeit. Dies gilt im allgemeinen sowohl für Durchlauf- als auch für Kreislaufmahlung.

Thus both mills have the same Jacob's capacity value and consequently perform the same grinding work. This applies generally to open as well as to closed circuit grinding.

Beispiel 6.6.3.

Dieselbe Mühle wie in Beispiel 6.6.2. soll Drehofenklinker zu Zement mit einer spezifischen Oberfläche von 3000 cm²/g nach Blaine vermahlen. Nach der obigen Mahlbarkeitskurve gehört zu dieser Blainezahl ein spezifischer Durchsatz von 35 kg/kWh. Die Mahlarbeit soll der optimalen Meßzahl 100 entsprechen.

Problem 6.6.3.

The same mill as quoted in problem 6.6.2. should grind rotary kiln clinker to cement with a Blaine-surface of 3000 cm²/g. According to the grindability curve shown above, this Blaine-number is equal to a specific throughput of 35 kg/kWh. The grinding work should correspond to a capacity value of 100.

Zu bestimmen sind:

- der Durchsatz, t/h
- der Leistungsbedarf, kW
- der Leistungsbedarf des Motors, kW

Estimate:

- the throughput, t/h
- the power demand, kW
- the power demand of the motor, kW

Lösung:

Solution:

$$\text{zu a:} \quad L = \frac{M_z \times a \times D_M \times V}{20,000 \times D_{Mb}} = \frac{100 \times 35 \times 2.28 \times 53}{20,000 \times 1.0} = 21.15 \text{ t/h} \quad \text{to a}$$

$$\text{zu b:} \quad 21.15 \times \frac{1000 \text{ kg}}{35 \text{ kg/kWh}} = 605 \text{ kW} \quad \text{to b}$$

6.7. Leistungsbedarf verschiedener Mahlsysteme

6.7. Power demand of various grinding systems

zu c: bei einem mechanischen Wirkungsgrad der

to c: at a mechanical efficiency of the mill drive of 0.97

Mahlanlage von 0.97 ist

$$\frac{605}{0.97} = 625 \text{ kW; this value expressed in HP is:}$$

ausgedrückt in HP =

$$625 \times 1.341 = 838 \text{ HP; and in PS:}$$

und in PS =

$$625 \times 1.36 = 850 \text{ PS.}$$

6.7. Leistungsbedarf verschiedener Mahlsysteme

6.7. Power demand of various grinding systems

Tabelle 6.7.1.

Table 6.7.1.

Mahlsystem Grinding system	% - Anteil an Energie für % - Share of energy for	
	Mühle Mill	Hilfsanlagen Auxiliary Equip- ment
Verbundmühlen — Compound mills	94	6
Umlaufmühlen — Closed circuit grinding mills	83	17
Luftstromsichtermühlen — Air swept mills	62	38

7. Mahlkugel-Daten

7. Grinding ball data

7.1. Abmessungen und Gewicht von Mahlkugeln

7.1. Sizes and weight of grinding balls

7.1.1. Metrische Angaben

7.1.1. Data in metric units

Tabelle 7.1.1.

Table 7.1.1.

Angaben über Mahlkugeln (metrisch) Grinding ball data (metric units)					
Kugeldurchmesser Ball diameter mm	Gewicht einer Kugel Weight of one ball kg	Kugelanzahl pro 1000 kg Number of balls/t metric t	Gewicht eines m ³ Mahlkugeln Weight of 1 m ³ of balls kg	Oberfläche einer Kugel Surface of one ball cm ²	Oberfläche/t Kugeln Surface/t of balls m ²
100	4.115	243	4560	314	7.6
90	2.994	334	4590	254	8.5
80	2.107	474	4620	201	9.5
70	1.410	709	4640	154	11.0
60	0.889	1125	4660	113	12.7
50	0.514	1946	4708	78	15.2
40	0.263	3802	4760	50	19.0
30	0.111	9009	4850	28	25.0

7.1.2. Angaben in U.S. Maßeinheiten [68]

7.1.2. Data in U.S. customary units [68]

Tabelle 7.1.2.

Table 7.1.2.

Größe Durchm. Zoll	Kugelge- wicht Pfund	Kugel- volumen Kubikzoll	Pfund pro Kubikfuß	Anzahl pro Kubikfuß	Anzahl pro Tonne (907 kg)	Oberfläche pro Kugel Quadratzoll	Oberfläche pro Kubikfuß Quadratzoll	Oberfläche pro Tonne (907 kg) Quadratfuß
Size (Diameter Inches)	Weight Each (Pounds)	Volume Each Cu. In.	Pounds per Cu. Ft.	Number per Cu. Ft.	Number per Ton	Surface Area, Each (Sq. In.)	Surface Area Per Cu. Ft. (Sq. In.)	Surface Area Per Ton (Sq. Ft.)
3/4	.063	.221	280	4,474	31,956	1.77	7,905.9	392.16
7/8	.099	.351	280	2,817	20,124	2.41	6,776.5	336.13
1	.148	.524	280	1,887	13,481	3.14	5,929.4	294.12
1 1/4	.290	1.023	280	966	6,902	4.91	4,743.5	235.29
1 1/2	.501	1.767	280	559	3,994	7.07	3,952.9	196.08
2	1.187	4.189	280	236	1,685	12.57	2,964.7	147.06
2 1/2	2.318	8.181	280	121	863	19.64	2,371.8	117.65
3	4.006	14.137	280	70	499	28.27	1,976.5	98.04
3 1/2	6.361	22.449	280	44	314	38.48	1,694.1	84.03
4	9.495	33.510	280	29	211	50.27	1,482.4	73.53
5	18.544	65.450	280	15	108	78.54	1,185.9	58.82

7.2. Chemische Zusammensetzung von Mahlkugeln

7.2. Chemical composition of grinding balls

Tabelle 7.2.1.

Table 7.2.1.

Kugel-Qualität Ball-quality	Kohlenstoff Stahl-Carbon steel			Legierter Stahl — Alloy steel		
Größe, Zoll Size, inches	.75, .87, 1—, 1.25	2.0, 2.5	3.0, 3.5, 4.0, 5.0	1.5	2.0, 2.5	3.0, 3.5, 4.0
Kohlenstoff % Carbon %	.45— .55	.55— .70	.65— .85	.65— .75	.65— .80	.74— .85
Mangan % Manganese %	.50— .90	.50— .90	.60— .90	.25— .50	.60— .90	.60— .90
Phosphor %, max. Phosphorus %	.050	.050	.050	.040	.040	.040
Schwefel %, max. Sulfur %	.050	.050	.050	.050	.050	.050
Silizium % Silicon %	.30 max.	.30 max.	.30 max.	.15— .30	.15— .30	.15— .30
Chrom % Chromium %	—	—	—	.45— .60	.45— .60	.50— .65
Molybden % Molybdenum %	—	—	—	.15— .25	.15— .25	.15— .25

7.3. Härte von Mahlkugeln aus legiertem Schmiedestahl [69]

7.3. Hardness of grinding balls of forged alloy steel [69]

Durchschnittliche Brinell-(BHN) und Rockwell-(Rc)-Härte von Mahlkugeln der angeführten Größen in verschiedenen Kugelzonen. Mikrostruktur: getemperter Martensit (Fig. 7.1.).

Average Brinell (BHN) and Rockwell (Rc) hardness of grinding balls of the given sizes in various ball zones. Microstructure: tempered Martensite (Fig. 7.1.).

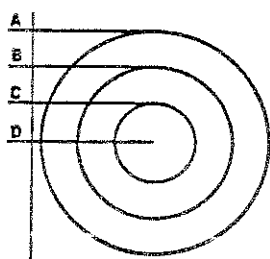


Fig. 7.1. Härte von Mahlkugeln in den verschiedenen Zonen

Fig. 7.1. Hardness of grinding ball in various zones

Durchmesser, Zoll — Diameter	1½"		2"		2½"		3"		3½"		4"	
Härte — Hardness	BHN	Rc	BHN	Rc	BHN	Rc	BHN	Rc	BHN	Rc	BHN	Rc
A	620	58	620	58	607	58	601	57	583	56	583	56
B	620	58	618	58	607	58	601	57	583	56	583	56
C	614	58	614	58	607	58	597	57	580	56	566	55
D	601	57	601	57	601	57	590	57	578	56	555	55

7.4. Metallverschleiß beim Mahlen

Trockenmahlung verbraucht etwa 30 % mehr Energie pro Gewichtseinheit des Mahlgutes und demzufolge erfordern Trockenmühlen mehr Mühlenvolumen als vergleichbare Naßmühlen [69a].

In Deutschland wird bei Trockenmahlung mit einem Mehraufwand an Energie von etwa 10 % gerechnet, im Vergleich zur Naßmahlung [69b].

Der höhere Metallverschleiß (Mahlkugeln und Panzerplatten) bei der Naßmahlung ist kostengleich dem Energiemehrverbrauch bei der Trockenmahlung.

Beim Trockenmahlen von Zementrohmaterial bildet sich eine schützende Schicht von zerkleinertem Material auf Panzerplatten und Mahlkegeln. Zementrohmaterial ist viel weniger abrasiv als Zementklinker. Vom finanziellen Standpunkt aus ist der Verschleiß der Mühlenauskleidung kein akutes Problem, denn die Panzerplatten halten so lange, daß eine Verlängerung der Lebensdauer die Mahlkosten nur unwesentlich beeinflußt [70].

Die Metallverschleißkosten beim Trockenmahlen betragen etwa 30–40 % der Verschleißkosten der Naßmahlung, bei gleichem Mahlgut.

7.4.1. Mechanochemische Reaktionen

Bei der Naßmahlung wird der Hauptteil des Metallverschleißes durch Auflösung des Metalls im Wasser verursacht. Das Wasser wirkt auf die frischen Metalloberflächen der Kugeln und Platten ein. Diese, während des Mahlprozesses frisch entstandenen Metalloberflächen, unterliegen der korrodierenden und auflösenden Wirkung des Wassers mehr und schneller als im Zustand der Ruhe beider Medien.

Das im Wasser gelöste Eisen bildet Eisenoxydhydrat. Ebenso wird durch Zerlegung des Wassers während der Naßmahlung Wasserstoffgas gebildet. Wasser mit chemisch saurer Reaktion hat eine schnelle eisenlösende Wirkung; bei einem pH-Wert des Wassers < 5 steigt diese Wirkung rapid an [71].

Auch Beke [72] berichtet über mechanochemische Erscheinungen beim Mahlen, speziell beim Mahlen von Zement. Es wurde beobachtet, daß nach langer Mahldauer sich der Gehalt an CO₂ im Mahlprodukt erhöht; obwohl anfangs kein CO₂ nachweisbar war, zeigte sich nach zwei Stunden Mahldauer 2,7 % CO₂ und nach 20 Stunden 4,6 %. Das bedeutet, daß eine Carbonatisierung des Kalkes stattfindet.

7.5. Mahlkugelverschleiß

Mahlkugelverschleiß für Naß- und Trockenmahlung von Zementrohschlamm (naß) und Zementklinker (trocken) [73, 74] (siehe Tabelle 7.5.1.).

Chemische Zusammensetzung der in Tabelle 7.5.1. angeführten Test-Mahlkugeln (siehe Tabelle 7.5.2.).

7.4. Metal wear and grinding

Dry grinding requires approximately 30 % more energy per unit weight of ground material. Consequently, dry mills need more mill volume than comparable wet mills [69a].

In Germany, an excess figure of 10 % is generally considered for dry grinding in contrast to the energy consumption for wet grinding [69b].

The increased metal wear of grinding media and mill liners for wet grinding equalizes the additional energy costs of the dry grinding procedure.

When dry grinding cement raw material, a protective coating of ground material covers the mill liners and grinding balls. It is known that cement raw material is much less abrasive than cement clinker. The wear of raw mill liners does not present an urgent financial problem, because extension of their lifetime is of insignificant influence on the grinding costs [70].

The metal wear costs of dry grinding equal only 30–40 % of the wear costs of wet grinding when grinding the same material.

7.4.1. Mechanochemical reactions

Principal metal wear of the wet grinding procedure results from dissolving of the metal in water. The water acts on the freshly exposed metal surfaces of the grinding balls and liners. These clean metal surfaces are exposed to the corroding and dissolving influence of the water. This action is faster and more intensive in motion than in a state of rest.

The dissolved iron forms iron hydroxides. Also during wet grinding hydrogen gas is generated by the decomposition of water. In an acidic reaction of the water, the rate of dissolution of iron is increased. At a pH-value of less than 5, the dissolution of iron increases rapidly [71].

Beke [72] also reports on mechanochemical phenomena in the grinding process. After long grinding of cement an increase in the CO₂-content was observed. After two hours of grinding, 2,7 % CO₂, and after 20 grinding hours 4,6 % CO₂ was found, although initially no CO₂ was detectable. This indicates a carbonation of the lime.

7.5. Wear rates of grinding balls

Wear rates of grinding balls for wet and dry grinding of cement raw mix slurry (wet) and cement clinker (dry) [73, 74] (see table 7.5.1.).

Chemical composition of test grinding balls listed in table 7.5.1. (see table 7.5.2.).

Tabelle 7.5.1.

Table 7.5.1.

Mahlkugel-Qualität Quality of grinding balls	Härte — Hardness		Trockenmahlung — Dry grinding Verschleiß	Naßmahlung — Wet grinding Wear rate
	Rockwell C	Brinell	g/24 h · 100 cm ² Kugel- oberfläche of ball surface	g/24 h · 100 cm ² Kugel- oberfläche of ball surface
440 C Rostfrei 440 C Stainless	62–64	688–722	—	0.00181
Weißes Gußlegierung Cast alloy white iron	55–60	546–613	0.000011	0.00220
Gas karburiertes Stahl 5165 Gas carburized 5165 steel	61	670	0.000011	0.00232
Pack karburiertes Stahl 5165 Pack carburized 5165 steel	59	599	0.000066	—
5165 Stahl — Steel	47–51	442–487	0.000181	—
Gewöhnlicher Schmiedestahl 1095 Regular forged steel 1095	57–62	575–688	0.000217	0.00243
1060 Stahl — Steel	63	705	—	0.00243
1095 „ „	52–60	508–613	0.000237	—
52100 „ „	63–65	705–739	0.000265	—
1095 „ „	65–66	739 +	0.000314	—
1095 „ „	59–60	599–613	0.000356	—
1045 „ „	58–60	587–613	0.000365	—
Weißes Gußeisen Cast white iron	49–50	464–475	—	0.00314
440 C Rostfrei 440 C stainless	31–33	294–311	—	0.00336
Gas karburiertes Stahl 5165 Gas carburized 5165 steel	24	247	—	0.00399

Tabelle 7.5.2.

Table 7.5.2.

Element	%							
	Schmiede- stahl	Modifizier- ter Schmiede- stahl	Schmiede- stahl	Schmiede- stahl	Schmiede- stahl	Schmiede- stahl Rostfrei	Guß Ni-Cr Legierung	Guß Cr-arm
	Forged SAE 1095*	Forged Modified SAE 1060	Forged SAE 1045	Forged SAE 52100	Forged SAE 5165	Stainless Type 440 C	Cast Ni-Cr Alloy	Cast Low-Cr
C	1.01	0.61	0.46	1.01	0.65	1.05	3.11	2.80
P	0.017	0.017	0.015	0.025	0.045	0.030	0.116	0.097
S	0.040	0.051	0.025	0.015	0.029	0.028	0.116	0.112
Si	0.25	0.08	0.19	0.27	0.37	0.34	0.53	0.37
Cr	Spur/Trace	0.08	—	1.45	0.90	17.03	1.45	0.67
Cu	0.07	0.36	—	—	—	—	0.27	0.31
Mn	0.34	0.37	0.65	0.40	1.02	0.48	0.23	0.60
Mo	0.05	<0.05	—	—	—	0.20	0.07	—
Ni	Spur/Trace	0.11	—	—	—	0.28	3.26	Spur/Trace

* SAE-Standards (Society of Automotive Engineers)

7. Mahlkugel-Daten

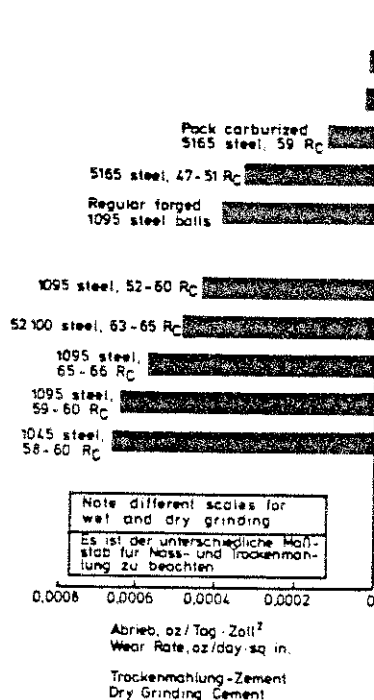


Fig. 7.1a Graphische Darstellung der tabellarischen Angaben über Mahlkugelverschleiß für Trocken- und Naßmahlung von Rohschlamm und Zement. Beide Mahlarten sind in unterschiedlichen Maßstäben dargestellt.

7. Grinding ball data

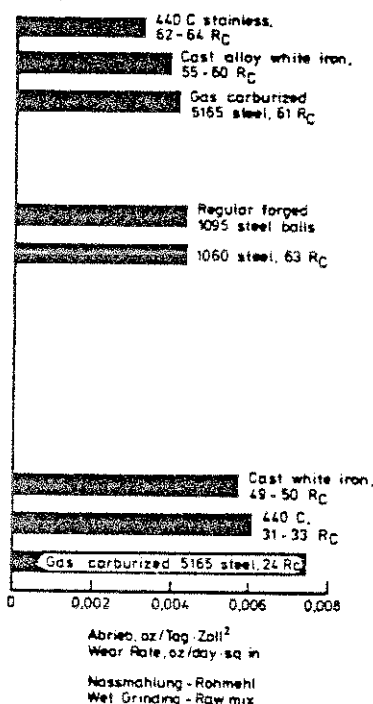


Fig. 7.1a Graph showing wear rates of grinding balls for dry and wet grinding of raw mix and cement. Different scales are used for wet and dry grinding.

7.6. Ni-Hard-Werkstoff in der Hartzerkleinerung

Ni-Hard ist ein mit etwa 2 % Chrom und 4 % Nickel legiertes weißes Gußeisen mit niedrigem Siliziumgehalt. Ni-Hard ist widerstandsfähig gegen Gleit- oder Strahlverschleiß^{*)}, jedoch weniger widerstandsfähig gegen Schlagbeanspruchung.

Ni-Hard wird in zwei Arten hergestellt:

Ni-Hard I, normales Material für reibenden und Strahlverschleiß sowie mäßiger Schlagbeanspruchung;

Ni-Hard II, Material mit erhöhter Schlag- und Biegefestigkeit [75].

Ni-Hard-Mahlkugeln werden im allgemeinen in Durchmessern bis zu max. 60 mm hergestellt; sie sind den geschmiedeten und gehärteten Stahlkugeln um das Vierfache in der Lebensdauer überlegen [76].

7.6. Comminution with Ni-Hard material

Ni-Hard is an alloyed white cast iron with a low silicon-content and approximately 2 % chromium, and 4 % nickel; it is resistant to wear by sliding or jet action^{*)} but less resistant to wear by impact.

Two types of Ni-Hard are produced:

Ni-Hard I, the standard type, which is resistant to wear by sliding and jet action but less resistant to wear by impact, and

Ni-Hard II with resistance to impact and bending [75].

Generally Ni-Hard grinding balls are manufactured in diameters up to a maximum of 60 mm. The lifetime of Ni-Hard balls is 4 times longer than of balls made from hardened forged steel [76].

^{*)} Strahlverschleiß entsteht an einer Materialoberfläche durch den Stoß abrasiver Festteilchen, die in einem Gasstrom frei fliegen. Die Arten des Strahlverschleißes sind: streifendes Auftreffen (Gleitstrahl-Verschleiß), senkrechttes Auftreffen (Prallstrahl-Verschleiß) und schräges Auftreffen (Schrägstrahl-Verschleiß).

^{*)} Jet wear is generated on a material surface by impact of abrasive solid particles which fly free in a stream of gas. There are the following kinds of jet wear: by brushing strike (sliding jet wear), by vertical strike (impact jet wear), and by inclined strike (inclined jet wear).

Tabelle 7.6.1.

Table 7.6.1.

Chemische Zusammensetzung von Ni-Hard Werkstoff Chemical composition of Ni-Hard material				
Element	Ni-Hard I		Ni-Hard II	
	Gew. %	% by weight	Gew. %	% by weight
C Gesamt total		3.0-3.60		max. 2.90
Si		0.40-0.80		0.40-0.80
Mn		0.30-1.00		0.30-1.00
S		max. 0.15		max. 0.15
P		max. 0.30		max. 0.30
Ni		3.30-4.80		3.30-5.00
Cr		1.50-2.60		1.40-2.40
Mo		0-1.40		0-0.40

7.7. Lineare Verschleißgeschwindigkeit von Cr-Mo-Stahl in μm pro Mahlstdunde [77]

Mahlkugeln für Naßmahlung von Zementrohschlamm, Durchmesserabnahme	1 bis 4
Mahlkugeln für Zementklinkermahlung, Durchmesserabnahme	0.1 bis 0.4
Zum Vergleich: Mahl kugeln für Naßmahlung quarzreicher Erze	4 bis 11

7.7. Linear wear rate of Cr-Mo-Steel in microns per hour of grinding [77]

Grinding balls for wet grinding of Cement raw mix slurry, diameter decrease	1 to 4
Grinding balls for cement clinker grinding, diameter decrease	0.1 to 0.4
For comparison: grinding balls for wet grinding of quartz enriched ores	4 to 11

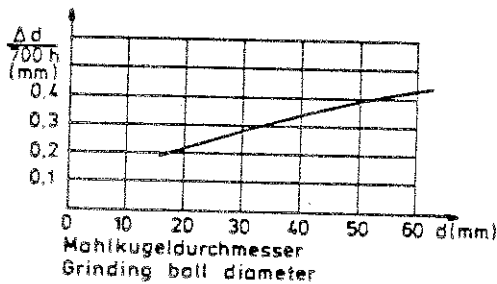


Fig. 7.2. Durchmesserabnahme von Mahl kugeln nach 700 Stunden Mahldauer [78]

Fig. 7.2. Decrease in diameter of grinding balls after 700 hours of grinding time [78]

7.7.1. Spezifischer Verschleiß

Bei Verwendung von normalen, unlegierten Werkstoffen rechnet man mit einem spezifischen Verschleiß von rund 1000 g/t Zement; davon entfallen 850 g/t auf die Mahlkörper und 150 g/t auf die Mantelplatten.

7.7.1. Specific wear

When using ordinary, non-wear resistant material, the specific wear amounts to 1000 grams/ton of cement; of this 85 % is charged to the wear of grinding balls and 15 % to the wear of mill liners.

7.7.2. Verbesserung des spezifischen Mahlkörperverschleißes

Seit etwa 1955 konnte man durch Auswahl geeigneter Legierungen den Mahlkörperverschleiß wesentlich herabsetzen. Tabelle 7.7.2.1. veranschaulicht die Verbesserung des spezifischen Mahlkörperverschleißes in Zementmühlen von 1958 bis 1971, bezogen auf Normalzement (NZ) [78].

7.7.2. Improvement in the specific wear rate of grinding media

Since about 1955, a considerable reduction in the wear of grinding media has been achieved, due to the selection of proper alloys. Table 7.7.2.1. shows the improvement in the specific wear rate of grinding media in finish grinding mills, during the period from 1958 to 1971, relating to grinding of standard cement (Type I) [78].

7. Mahlkugel-Daten

7. Grinding ball data

Tabelle 7.7.2.1.

Table 7.7.2.1.

Verbesserung des spezifischen Mahlkörperverschleißes von 1958 – 1971 Improvement in the specific wear of grinding media from 1958 – 1971			
	vor 1960 before 1960	1966	1971
Verschleiß von normalem C-Mn-Stahl Wear of regular C-Mn-steel	100 g/t NZ 100 grams/t Type I	—	—
Verschleiß von hochfestem Stahl Wear rate of high wear resistant steel	—	100 g/t NZ 100 grams/t Type I	50 g/t NZ 50 grams/t Type I
Vergleich der Verschleißkosten Comparison of wear costs	100 %	20 %	10 %
Einsparung Saving	—	80 %	90 %

7.7.3. Verschleiß hochverschleißfester Mahlkugeln (59 Rc) in Durchlauf-Zementmühlen

Unabhängig vom Chromgehalt der Mahlkugeln ist der spezifische Mahlkörperverschleiß unterschiedlich und beträgt etwa 15–110 g/t Zement. Dies ist durch unterschiedliche Vergütung der Mahlkörper bedingt. Tabelle 7.7.3.1. enthält eine Zusammenstellung von Verschleißzahlen von Mahlkörpern der Härte 59 Rc (etwa vergleichbar mit 600 BHN), die von vier verschiedenen Herstellern stammen [78].

7.7.3. Wear of high wear resistant grinding balls (59 Rc) in open circuit finish grinding mills

Independent of the chrome-content of the grinding balls, the specific wear rate of the grinding media varies approximately from 15–110 grams per ton of cement. This depends on the different tempering process of the grinding media. Table 7.7.3.1. contains a compilation of wear rates of grinding media with 59 Rc hardness (comparable approximately to 600 BHN), as exemplified by four different manufacturers [78].

Tabelle 7.7.3.1.

Table 7.7.3.1.

Spezifischer Verschleiß von Mahlkörpern von verschiedenen Herstellern Specific wear of grinding media coming from different manufacturers					
Mahlkörperlieferant Supplier of grinding balls		A	B	C	D
Chrom-Gehalt Chrome-content	%	12	12	17	12
Einsatzzeit der Mahlkörper Operating time of grinding balls	h	3933	3410	5190	4480
Ermahlene Zementmenge Quantity of ground cement	10 ³ t	93.6	78.2	119.4	103.1
Spezifischer Mahlkörperverschleiß Specific wear rate	g/t grams/t	65	77	15	110

7.7.4. Spezifischer Verbrauch von unlegiertem Verschleißmaterial für Kohlemühlen (siehe Tabelle 7.7.4.1.)

7.7.4. Specific wear rates of unalloyed wear media in coal grinding mills (see table 7.7.4.1.)

Tabelle 7.7.4.1.

Table 7.7.4.1.

Mahlverfahren Grinding process	kg Mahlkörper pro t Kohle kg grinding balls per ton of coal	kg Mahlplatten pro t Kohle kg mill liners per ton of coal	kg Verschleißmat. pro t Kohle kg total wear material per ton of coal
Mahl trocknung Drying-grinding	0.28	0.07	0.35
Trocknerei u. Mahlung getrennt Separated drying and grinding	0.11	0.02	0.13

7.7. Mahlkörperverschleiß

7.7. Wear rates of grinding media

7.7.5. Spezifische Verschleißwerte von Mahlkugeln hoher Härte in Zementmühlen [79] (siehe Tabelle 7.7.5.1.)

7.7.5. Specific wear rates of wear resistant grinding balls in finish mills [79] (see table 7.7.5.1.)

Tabelle 7.7.5.1.

Table 7.7.5.1.

Materialart Kind of material	g/t Zement g/t of cement	g/kWh	Klinkerart Type of clinker
Geschmiedete Kugeln HB 600	37	3.9	Naß-Prozeß Klinker
Forged balls HB 600	19	2.1	Wet process clinker
	90	8.7	Naß-Klinker (verschiedene) Wet-clinker (var. kinds)
	60	6.0	Naß- u. Lepol-Klinker Wet and Lepol clinker
Gegossene Kugeln HRc 54; HB 550	40	2.9	Naß-Klinker m. Schlacke Wet-clinker with slag
Cast balls Rc 54; HB 550	56	5.3	Naß-Klinker Ordinary wet clinker
	50	5.0	Naß- und Lepol-Klinker Wet and Lepol-clinker

7.7.6. Suhrmann [80] gibt folgende Verschleißzahlen von Mahlkörpern und Panzerplatten in g/kWh.

7.7.6. Suhrmann [80] quotes the following wear rates of grinding media and mill liners in g/kWh.

Tabelle 7.7.6.1.

Table 7.7.6.1.

Verschleiß von Mahlkörpern und Panzerplatten in Rohrmühlen Wear of grinding media and mill liners in tube mills		
Mahlgut — Mill feed	Verschleiß in g/kWh — Wear expressed as grams/kWh	
	Mahlkörper — Grinding media	Mahlplatten — Mill liners
Rohmaterial — Cement raw mix	5 — 15	1.0 — 4.0
Kohle — Coal	1 — 10	0.5 — 2.5
Klinker — Clinker	20 — 40	1.5 — 5.0

7.7.7. Verschleißzahlen von Mahlkörpern und Panzerplatten der sowjetischen Zementindustrie [81] (siehe Tabelle 7.7.7.1.)

7.7.7. Wear rates of grinding media and mill liners of the Soviet cement industry [81] (see table 7.7.7.1.)

Tabelle 7.7.7.1.

Table 7.7.7.1.

Ground material Mahlgut	Mahlkugelverschleiß in kg Wear of grinding balls, kg	Panzerplattenverschleiß in kg Wear of mill liners, kg
	bezogen auf 1 Tonne Zement related to 1 ton of cement (metric)	
Kohle — Coal	0.3	0.04
Mergel — Marl	0.5	0.05
Kalkstein — Limestone	0.8	0.1
Schachtofenklinker — Shaft kiln clinker	0.7	0.1
Drehofenclinker — Rotary kiln clinker	0.8	0.12
Gemisch von Klinker und Hochofenschlacke vermahlen zu Schlackenportlandzement Mixture of clinker and blast furnace slag ground to slag-portland-cement	1.0	0.15

7. Mahlkugel-Daten

7.7.8. Naredi [82] nennt Verschleißzahlen von Mahlkörpern, die in Zementfabriken des Skånska Zement-Konzerns in Schweden festgestellt wurden. Bei den Mahlkugeln handelt es sich meist um geschmiedete und gehärtete Kugeln schwedischer Herkunft mit einer Härte von etwa 600 BHN. Die Cylpebs sind aus Spezialguß hergestellt. Vermahlen wurde Klinker und Gips ohne andere Zusätze.

Mahlkörperverschleiß (Skånska Zement AG, Schweden) siehe Tabelle 7.7.8.1.)

7. Grinding ball data

7.7.8. Naredi [82] quotes wear figures observed in cement plants belonging to the Skånska Cement trust in Sweden. The grinding balls in use (manufactured in Sweden), are generally forged, and have a hardness of approximately 600 BHN. Cylpebs are manufactured from special cast steel. Cement and gypsum were ground with no other components.

Wear of grinding media (Skånska Cement Co., Sweden) (see table 7.7.8.1.)

Tabelle 7.7.8.1.

Table 7.7.8.1.

Werk A — Plant A	Verbundmühlen — Offener Kreislauf Open circuit compound mills	Geschlossene Kreislaufmahlung Closed circuit grinding
Gemahlene Zementmenge — Tonnen Ground tonnage of cement — Metric tons	1,386,000	710,000
Blaine-Zahl Blaine-number cm^2/g	3070	2990
Verschleiß: Kugeln Wear: Balls	45	41
Cylpebs	117	159
Gesamt Total	162	200
Gesamt Total g/kWh	4.4	5.9
Werk B — Plant B		
Gemahlene Zementmenge — Tonnen Ground tonnage of cement — Metric tons	1,423,000	1,134,000
Blaine-Zahl Blaine-number cm^2/g	3310	3450
Verschleiß: Kugeln Wear: Balls	226	169
Cylpebs	82	4
Gesamt Total	308	173
Gesamt Total g/kWh	8.4	4.7

7.7.9. Mühlendurchmesser und Panzerplattenverschleiß

Dettmer [83] behauptet, daß mit zunehmendem Mühlendurchmesser sich der Panzerplattenverschleiß pro Tonne Mahlgut verringert. Die von dem genannten Autor aufgestellte quantitative Definition lautet etwa: mit zunehmendem Mühlendurchmesser steigt die Durchsatzleistung der Mühle mit der 2.6-fachen Potenz, während die Panzerplattenoberfläche nur mit der einfachen Funktion des Durchmessers zunimmt. Mit einem hypothetischen Rechnungsbeispiel wird versucht zu beweisen, daß der spezifische Panzerplattenverschleiß einer Mühle mit 3.95 m Durchmesser nur etwa 52 % des Plattenverschleißes einer Mühle mit 2.90 m Durchmesser beträgt.

Daß dem nicht genau so ist wie oben angeführt, zeigt folgende Überlegung:

7.7.9. Mill diameter and mill liner wear

Dettmer [83] claims that with increasing mill diameter, the mill liner wear per ton of mill feed decreases. This statement is expressed by the above mentioned author in the following quantitative terms: with increasing mill diameter, the mill capacity increases as a function of the diameter to the 2.6 power, but the exposed mill liner surface increases only as a function of the diameter. With the help of a hypothetical calculation an attempt is made to prove that the specific liner wear of a 3.95 m diameter mill amounts only to 52 % of that of a 2.90 m diameter mill.

However, the following deliberation proves, that the above statement is not quite correct:

Mit Vergrößerung des Mühlendurchmessers verringert sich das Verhältnis von Plattenoberfläche zum Mühlendurchsatz sowie zur Mahlkörperfüllung. Dies führt dazu, daß sich die Zerkleinerungsarbeit zwischen den Mahlkörpern anteilmäßig verstärkt und zwischen Mahlkörpern und Platten verringert. Das könnte spezifisch zur Verringerung des Plattenverschleißes, aber auch zur Erhöhung des Kugelverschleißes führen. Dieser Tendenz entgegen wirkt jedoch der auf die Panzerung bei größeren Mühlen wirkende größere Mahldruck.

Bernutat [54a] sagt hierzu, daß der Plattenverschleiß mindestens proportional der je Flächeneinheit der Panzerung aufgewandten Energie ist. Unabhängig davon, mit welcher Drehzahl eine Mühle läuft und wie groß ihr Füllungsgrad ist, wird immer ein bestimmter konstanter Bruchteil der der Mühle zugeführten Arbeit auf der Panzerung vernichtet werden.

Die von *Bernutat* [54a] entwickelte Formel für den Mantelplattenverschleiß lautet:

$$\Delta M = k \cdot d^{1.5} \cdot t$$

In der Formel bedeuten:

Mantelplattenverschleiß

Konstante

Durchmesser nach t Stunden

Zahl der Betriebsstunden

Notation:

= ΔM = Mill liner wear

= k = Constant

= d = Diameter after t hours

= t = Number of operating hours

Nach obiger Formel nimmt der Mantelplattenverschleiß also stärker als linear, aber nicht quadratisch mit dem Mühlendurchmesser zu.

An increasing mill diameter reduces the ratio of the mill liner surface to the mill throughput, as well as to the grinding charge. As a result of this, the portion of the size reduction work performed between the grinding media itself increases, whereas the portion of size reduction performed between the grinding media and the mill liners decreases. This could produce a decrease in the specific liner wear rate, but could also increase the wear rate of the grinding balls. However, this tendency can be offset by the higher grinding pressure acting upon the liners in large size mills.

Bernutat [54a] responds to this that the liner wear is at least proportionate to the energy spent per unit of area of the mill lining. There will always be a certain constant fraction of the energy supplied to the mill destroyed on the lining independent of the mill's revolutions and the mill's grinding ball charge.

The formula for mill liner wear developed by *Bernutat* [54a], reads:

According to the above formula, the wear rate of mill liners is higher than linear, but not as a quadratic function of the mill's diameter.

8. Mühlenantriebe

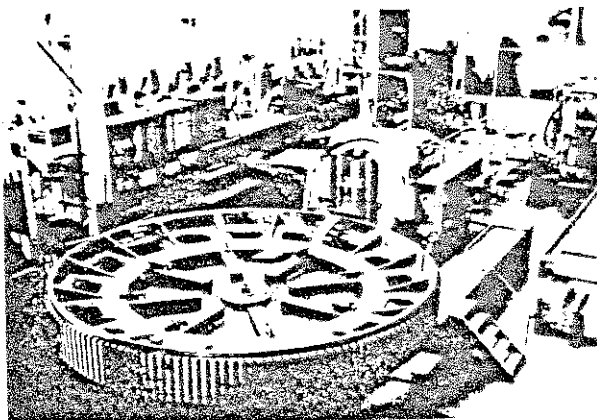
8. Mill drives

Zentralantrieb — Zahnkranzvorgelege

Was den Wirkungsgrad des Rohrmühlenantriebes anbelangt, d.i. Zentralantrieb im Vergleich zum Antrieb mit Zahnkranz und Ritzel, so ist bis jetzt die Überlegenheit der einen Antriebsart gegenüber der anderen nicht eindeutig bewiesen. Beide Antriebe können für vergleichbare Mühlen, Wirkungsgrade von 98 oder 97 % aufweisen, abhängig von der Konstruktion der beiden Antriebsarten. Vom Standpunkt der Kosten jedoch steht fest, daß Zentralantriebe für dieselben Mühlengrößen etwa 50–60 % teurer sind als der Antrieb mit Zahnkranz und Ritzel. Dies bezieht sich auf amerikanische Preisverhältnisse. Nach Schroebler [84] ist dieser Preisunterschied noch viel größer. Dagegen nennt Ackle [86a] einen höheren Preis für Zentralantrieb von nur 5–20 % im Vergleich zum Antrieb mit Zahnkranz und Ritzel. Mit Zahnkranz- und Einzelritzel lassen sich Leistungen von über 3000 kW übertragen [84, 85, 86]. Die KHD Humboldt Wedag AG hat neulich eine Rohrmühle mit Zahnkranz und Doppelritzelantrieb mit einer Antriebsleistung von 6700 kW gebaut [84a].

Fig. 8.0. zeigt eine von der Firma MAAG-Zahnräder AG, Zürich, Schweiz, hergestellte Zahnrad-schneidemaschine. Mit dieser Schneidemaschine können Zahnkränze bis zu 12 m Durchmesser und 1,28 m Breite angefertigt werden, und zwar als Stirnräder, Räder mit einfacher Schrägverzählung sowohl links als auch rechts und mit doppelter Schrägverzählung links und rechts auf einem Zahnkranz.

Fi. 8.0.1. ist eine gestreckte Version der oben gezeigten 12 m MAAG-Verzahnungsmaschine mit einem bis auf max. 14 m vergrößerten Verzahnungsaußendurchmesser-Bereich, die Ende 1982 an die Firma David Brown, Südafrika, geliefert wurde [87a]. Dies ist



Central drive — Gear and pinion drive

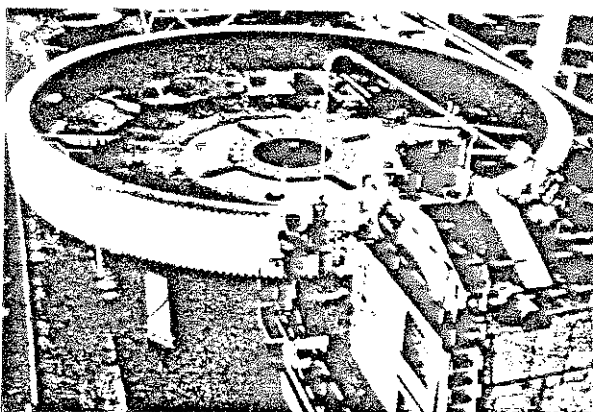
Concerning the efficiency of the ball mill drives, i.e. trunnion connected drive (TCD) versus gear and pinion drive (GP), it can be said that as yet there is no definite evidence indicating the superiority of one kind of drive compared to the other. For comparable mills, both drives can show efficiencies of 98 or 97 %, depending upon the design configurations of both types of drives. However, from a comparison of investment costs for the same mill size, results show that the TCD arrangement is 50–60 % higher in price than the GP drive. This refers to U.S. price conditions. According to Schroebler [84], this price difference is even much higher. On the other hand, Ackle [86a] says that central drives are only 5–20 % higher in price than gear and pinion drives. Presently it is possible to transmit energies of more than 3000 kW with gear and single pinion drive [84, 85, 86]. Recently, KHD Humboldt Wedag AG constructed a tube mill with gear and double pinion drive with a power input of 6700 kW (about 9000 HP) [84a].

Fig. 8.0. shows a gear cutting machine made by the MAAG-Gear Wheel Co., Zürich, Switzerland. This gear cutting machine is able to cut toothed wheels up to a diameter of 12 m, with a max. width of 1.28 m. Different gear types can be cut, namely spur gear, single helical gearing, left hand as well as right hand, and double helical gearing, left and right on one wheel.

Fig. 8.0.1. shows a protracted version of the 12 m MAAG gear cutting machine with an enlarged outer tooth wheel diameter range of up to 14 m, which by the end of 1982 was supplied to the David Brown Co. in South Africa [87a]. This is up to now the largest

Fig. 8.0. Zahnkranzschneidemaschine für Zahnräder bis zu 12 m Durchmesser

Fig. 8.0. Gear cutting machine for toothed wheels up to 12 m diameter



bis jetzt die größte Zahnradschneidemaschine der Welt und erfüllt unter anderem alle Anforderungen für Mühlen- und Ofenantriebe der Zementindustrie für die nächste Zukunft. Fig. 8.0. und 8.0.1. sind von MAAG-Zürich.

Fig. 8.0.1. Zahnschneidemaschine für Räder mit max. 14 m Verzahnungsaußendurchmesser

Fig. 8.0.1. Gear cutting machine for wheels with an outer toothed wheel diameter of max. 14 m

gear cutting machine of the world, and satisfies among others all requirements concerning mill and kiln drives of the cement industry for the next future. Fig. 8.0. and 8.0.1. are from MAAG-Zürich.

8.1. Ausführungsarten von Zentralantrieben

Einige Ausführungsarten von Zentralantrieben sind auf den folgenden vier schematischen Abbildungen dargestellt [87].

Fig. 8.1. zeigt ein zweistufiges Zweiggetriebe mit einem Antriebsmotor.

Fig. 8.2. zeigt ein zweistufiges Zweiggetriebe mit Zwillingsantrieb; zwecks Platzersparnis kann die gestrichelte Modifikation angewendet werden.

Fig. 8.3. zeigt ein dreistufiges Zweiggetriebe mit Zwillingsantrieb; erste und zweite Stufe sind Planetengetriebe.

Fig. 8.4. zeigt ein dreistufiges Zweiggetriebe mit Einzel-Motorantrieb.

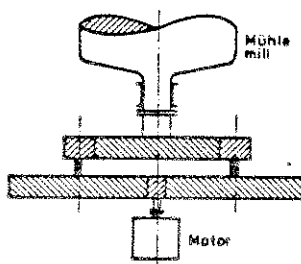


Fig. 8.1. Rohrmühlen-Zentralantrieb; zweistufiges Zweiggetriebe mit einem Antriebsmotor

Fig. 8.1. Central ball mill drive; two-step two-way drive with single motor

8.1. Modifications of central mill drives

The following four schematic illustrations show various modifications of central ball mill drives [87].

Fig. 8.1. shows a two-step, two-way central gear drive, driven by a single motor.

Fig. 8.2. shows a two-step, two-way central gear drive with twin motor drive; if limited by space, the modification indicated by the dotted line can be considered.

Fig. 8.3. shows a three-step, two-way gear with twin motor drive; first and second steps are planetary gears.

Fig. 8.4. shows a three-step, two-way gear with single motor drive

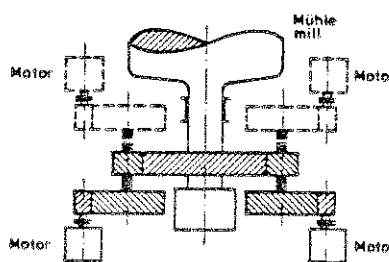


Fig. 8.2. Rohrmühlen-Zentralantrieb; zweistufiges Zweiggetriebe mit Zwillingsantrieb

Fig. 8.2. Central ball mill drive; two step; two-way central gear drive with twin motor drive

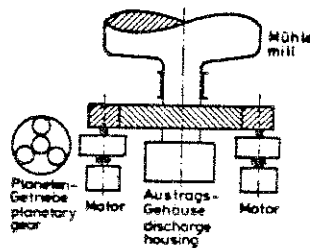


Fig. 8.3. Rohrmühlen-Zentralantrieb; dreistufiges Zweiweggetriebe mit Zwillingsantrieb

Fig. 8.3. Central ball mill drive; three-step, two-way gear with twin motor drive

8.1.1. Zentralantrieb mit zweistufigem Planetengetriebe (Maag-Zahnräder AG, Zürich)

Dieses Zentralgetriebe wurde für den Antrieb von Kugelmühlen neu entwickelt.

Das axial gekuppelte Maschinensystem gestattet Temperaturdehnungen ohne Gehäusedeformation und ohne Beeinträchtigung der Zahnflankenauflage (Teleskopwirkung). Lageabweichungen des Mühlenflansches werden mit Zahnkupplung und Torsionswelle aufgenommen.

Das Dreiplanetensystem mit dem durch die drei Zahneingriffe zentrierten Sonnenritzel, ohne Lager, gewährleistet eine sichere, gleichmäßige Drehmomentaufteilung.

Die gute Planaufgabe durch kleine, ebene Gehäuseabstützflächen sowie in jederzeit nachstellbaren Exzenteringen gehaltene Planetenachsen und mit geeigneten Korrekturen geschliffene Verzahnungen geben Gewähr, daß die Zahnflanken auf der ganzen Zahnbreite aufliegen. Es lassen sich Wälzlager oder Gleitlager verwenden. Letztere haben den Vorteil unbegrenzter Lebensdauer, geringen Zahnschadenrisikos bei Lagerdefekt, sowie kurzfristiger Reparaturmöglichkeiten.

Durch die axiale Steckkonstruktion wird die Gefahr von sich lösenden Muttern oder Schrauben am drehenden Planetenträger vermieden.

Über das der Schmierung dienende Ölsystem wird die Getriebetemperatur in Abhängigkeit von der Außentemperatur automatisch optimal gesteuert.

Mit dem zuschaltbaren Hilfsantrieb lassen sich alle erforderlichen Langsamdrehoperationen, Etappen-drehen und Anhalten in jeder gewünschten Drehlage, sehr einfach ausführen.

Das Reduktionsverhältnis des zweistufigen Planetengetriebes erlaubt, einen Normalmotor mit 1000 U/min und hohem Wirkungsgrad vorzusehen. Der Wirkungsgrad eines Asynchronmotors steigt mit zunehmender Drehzahl und zunehmender Leistung. Das mit einsatzgehärteter und korrekturgeschliffener

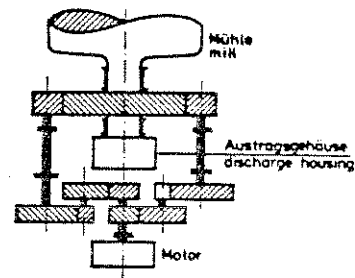


Fig. 8.4. Rohrmühlen-Zentralantrieb; dreistufiges Zweiweggetriebe mit Einzelantrieb

Fig. 8.4. Central ball mill drive; three-step, two-way gear with single motor drive

8.1.1. Central drive with two-stage planetary gear (Maag-Zahnräder AG, Switzerland)

This central drive was specially developed for the drive of ball mills.

The axially coupled machinery system allows for temperature expansions without housing deformation, and without impairing the tooth surface contact (telescopic effect). Position deviations of the mill flange are absorbed by the toothed coupling and by the torsional shaft.

The triple planetary gear system and the sun pignon centered by a three tooth engagement, without any bearing, guarantees a reliable and a smooth torsion transfer.

The complete face contact, resulting from the application of small, plane housing support surfaces, as well as the planetary shafts, which at any time can be positioned by adjustable eccentric rings, and further, appropriately ground toothings, guarantee that the tooth flanks rest upon the total tooth face width. Sleeve bearings or ball bearings can be applied. The advantage of sleeve bearings is an unlimited working life, low risk of tooth damage at bearing defects, as well as the possibility of short term repairs.

The axial slip-on construction avoids the danger of loosening nuts and screws on the rotating satellite carrier.

The oil system which serves the lubrication, controls automatically also the optimum gear temperature, depending on the ambient temperature.

With an auxiliary drive which can be switched on to the main drive, inching of the mill can be easily performed.

The reduction ratio of the two-stage planetary gearing allows the application of a regular, high-efficiency motor with 1000 rpm. The efficiency of an asynchronous motor increases with rising revolutions, and with increasing capacity. The planetary gear manufactured with casehardened and ground toothings of the sun

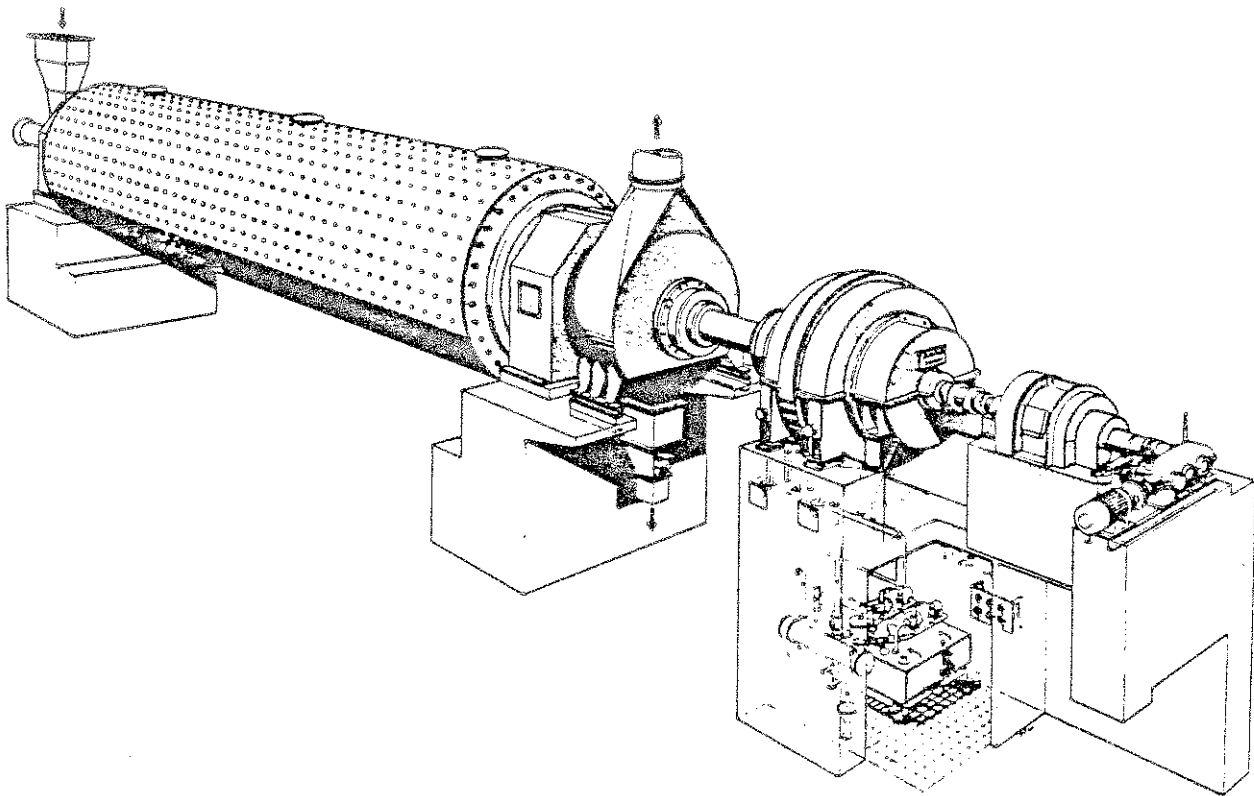


Fig. 8.5. Axial gekoppeltes Maschinensystem, welches die Temperaturdehnungen ohne Schadengefahr aufnimmt

Fig. 8.5. Axially coupled machinery system which absorbs temperature expansions without danger of damage

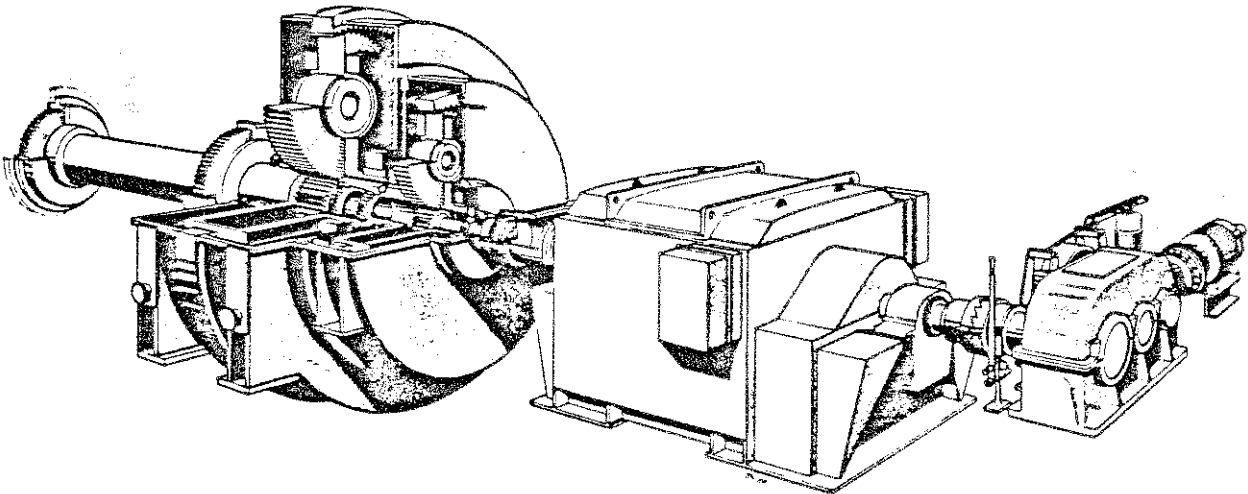


Fig. 8.6. Schnitt durch das Doppelplanetengetriebe

Fig. 8.6. Cross-section through the double planetary gear

Sonnenritzel- und Planetenverzahnung ausgeführte Planetengetriebe arbeitet mit einem Vollastwirkungsgrad von 98,9 %. Nach Angaben des Herstellers wurde dieser Wert durch genaue Messungen an einem 7500-PS-Planetengetriebe nachgewiesen. Die einsatzgehärteten und geschliffenen Verzahnungen sowie die Gleitlager arbeiten ohne Verschleiß.

pinion, and of the planetary wheels, works with a full load efficiency of 98.9 %. According to the manufacturer, this value was proved by precise measurements on a 7500 HP planetary gear. The casehardened and ground toothing, as well as the sleeve bearings, work without wear.

Hinsichtlich Lagerung und Temperaturdehnung sind drei Systeme zu unterscheiden (siehe Fig. 8.7.):

Axial-Festlager

L 1
L 2
L 3

Zugeordnete Maschinenteile

A, B, C, G
H
J, E, F

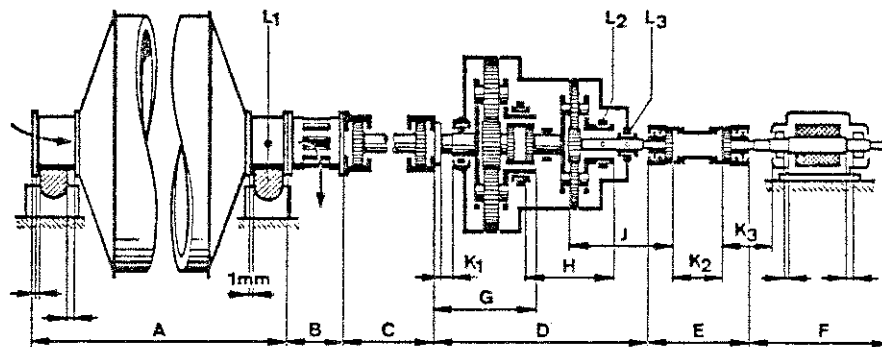
As to the bearing and temperature expansion, three systems are distinguishable (see Fig. 8.7.):

Axially fixed bearings

L 1
L 2
L 3

Assigned machinery parts

A, B, C, G
H
J, E, F



- A Mühle = Mill
B Austragszapfen = Discharge trunnion
C Zahnkupplung mit Torsionswelle und Axialspielbegrenzung = Toothed coupling with torsional shaft and axial backlash limitation
D Planetengetriebe = Planetary gear
E Zahnkupplung mit Zwischenstück und Axialspielbegrenzung = Toothed coupling with connecting link and axial backlash limitation

- F Elektromotor = Electrical motor
G Planetenträger 2. Stufe = Satellite carrier 2. stage
H Planetenträger 1. Stufe = Satellite carrier 1. stage
I Sonnenritzel 1. Stufe = Sun pinion 1. stage
K1 Montagekontrolldistanz Planetengetriebe = Assembly control distance, planetary gear
K2 Montagekontrolldistanz zwischen Motor und Getriebe = Assembly control distance between motor and gearing
K3 Montagekontrolldistanz Elektromotor = Assembly control distance, electrical motor

Fig. 8.7. Axial gekuppelte Maschinengruppe

Fig. 8.7. Axially coupled machinery group

Der Gesamtraumbedarf des Antriebssystems ist geringer als bei anderen konstruktiven Lösungen. Der Raumlänge dürfen allerdings keine engen Grenzen gesetzt sein. Die Antriebsanordnung erlaubt zudem eine unbehinderte Zugänglichkeit, sowohl zur Mühle als auch zum Elektromotor. Meistens erfolgt der Transport in zwei fertig montierten Getriebeeinheiten, nämlich der 1. und 2. Stufe, wodurch die Einzelmontage auf dem Bauplatz und entsprechende Schmutzeinwirkung vermieden wird.

Kosten: Die Investitionskosten einer Mahlanlage mit Zentralplanetengetriebe sind nach Angaben der Maag AG wenig höher als z.B. für eine Anlage mit Zweitritzelzahnkranztrieb, hingegen erheblich günstiger als bei Verwendung eines Umfangmotors.

Bei einer 5,5-MW-Anlage wurden gegenüber dem Zahnkranztrieb höhere Anlagekosten von etwa 5 % mit Planetengetriebezentralantrieb resp. etwa 15 % mit Umfangmotor ermittelt. Zweifellos ändern sich diese Werte u. a. auch mit der Größe der Leistung.

The total space requirement of the drive system is lower than for other design solutions, except for the length, which requires somewhat larger dimensions. The drive arrangement allows for an unrestrained access not only to the mill, but also to the motor. The transportation is mostly performed in two ready assembled gearing units, i. e. the first and the second stage; by these means, assembly work of the particular stages on the construction site, under prevailing dusty conditions, can be avoided.

Cost: The investment cost for a grinding plant with planetary central drive is according to the Maag Co. somewhat higher than that for a mill drive with girth gear and double pinion; on the other hand, the investment cost for a planetary central drive is considerably lower, when compared with gearless mill drive with wraparound motor.

The Maag Gear Wheel Co., Switzerland, determined the investment cost of a 5.5 MW grinding plant consisting of girth gear and pinion drive; according to this, the total plant cost with a planetary central drive was approximately 5 % higher, and with the wrap-around motor drive was approximately 15 % higher than that for a girth and pinion drive. Unquestionably, these values change among other influential factors also with the size and capacity.

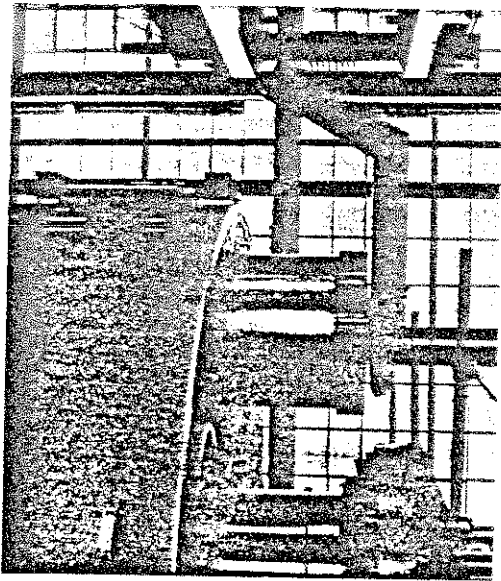


Fig. 8.8. Montage eines Maag-Planetengetriebes

Fig. 8.8. Assembly of a Maag planetary gear

Zwischen 5000 und 10.000 PS liegen die Antriebskosten pro PS für den Planetengetriebeantrieb am günstigsten.

Mit dem 1982 verfügbaren Maschinenpark der Firma Maag lassen sich Mühlenplanetengetriebe bis zu einer Übertragungsleistung von 12 MW herstellen.

Die größten von der Firma Maag-Zahnrad AG, Zürich, gelieferten Planetengetriebe zum Antrieb von Kugelmøhlen in der Zementindustrie übertragen 8 MW.

Von 1967 bis 1982 wurden etwa 70 Zentralplanetengetriebe gebaut bzw. von der Zementindustrie in Auftrag gegeben. Verzahnungsverschleiß trat bei den einsatzgehärteten und geschliffenen Verzahnungen nicht auf.

8.1.2. Walzenmøhlenantrieb mit Planetengetriebe und Kegelradgetriebestufe (MAAG-Zahnrad AG, Zürich)

Anstelle des früher gebauten Størnkegelradgetriebes wurde für den Antrieb von Walzenmøhlen eine neue Antriebslösung mit Planetengetriebe entwickelt. Fig. 8.9.a zeigt den prinzipiellen Aufbau des neuen Walzenmøhlenantriebes.

Der Antrieb besteht aus dem Mahltischaxiallager mit zugehöriger Abstøtzung, dem Planetengetriebe und dem unabhängigen Kegelradgetriebe. Der horizontal-achsige Elektromotor treibt über die Zyklo-Palloyd Kegelradverzahnung das mit einer Zahnkupplung mit der vertikalen Kegelradwelle verbundene Sonnenritzel der Planetengetriebestufe. Drei Umfangskräfte übertragen das Antriebsdrehmoment über den Planetenträger auf die fest mit diesem verbundene Mahl-

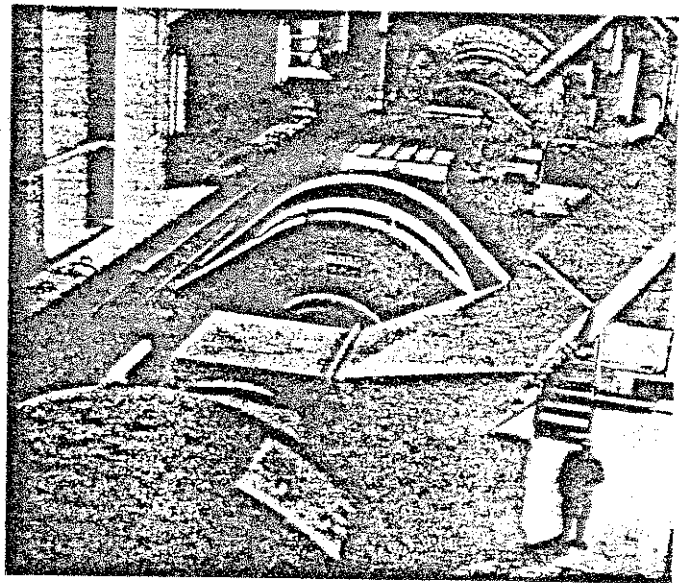


Fig. 8.9. Zwei Møhlenplanetengetriebe für 6000 und 3000 PS

Fig. 8.9. Two planetary mill gears for 6000 and 3000 HP

For planetary drives, the unit cost per HP is most expedient between 5,000 and 10,000 HP.

With the machinery presently (1982) available to the Maag Co., planetary mill drives up to a transfer capacity of 12 MW, can be manufactured.

The largest planetary gears for ball mill drives in the cement industry supplied at this writing by the Maag Gear Wheel Co., have a transfer capacity of 8 MW.

Since 1967 to 1982, about 70 planetary gears for central drive for the cement industry were manufactured. With the casehardened and ground toothing, gearing wear was not noticed.

8.1.2. Roller mill drive with planetary gearing and conical gear step (MAAG-Zahnrad AG, Zürich, Switzerland)

As a new drive solution for roller mills, a planetary gear reducer has been developed to replace the previously used worm gear reducer. Fig. 8.9.a shows the basic construction of a MAAG-roller mill drive.

The drive gear consists of the thrust bearing for the grinding table of the mill with the appertaining support, the planetary gear, and the separate bevel gearing. The horizontally arranged electric motor drives via the cyclo-palloyd tooth system the sun gear of the planetary gear, which is connected via a tooth clutch coupling to the vertical shaft of the bevel gear. Three tangential driving forces transfer the driving torque via the satellite carrier to the grinding bowl of the

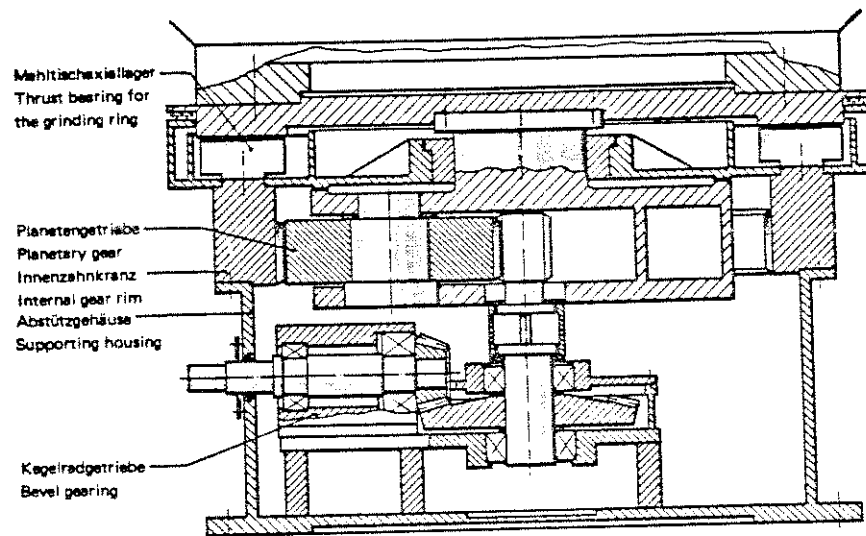


Fig. 8.9.a. Prinzipieller Aufbau des MAAG-Walzenmühlenantriebes

Fig. 8.9.a. Basic construction of a MAAG-roller mill drive

schüssel. Erschütterungsanfällige, bewegliche Planetenträger-Verbindungselemente sind nicht erforderlich.

mill which is directly connected to the latter. Movable connection elements for the satellite carriers which are susceptible to vibrations, are not necessary.

Die vertikalen Mahlkräfte sind über das Mahltischaxiallager, den als Trägerverstärkung wirkenden Innenzahnkranz und die anschließende, runde Getriebegehäusewand mit konstantem Tragvermögen am Lagerumfang, direkt auf dem Fundament abgestützt.

The axial bearing and the internal gear act as bearing reinforcements. The vertical grinding forces are directly supported and transferred to the foundation through the round gear housing having a constant bearing ability on its circumference.

Anschlagflächen zwischen Planetenträger und Gehäuse verhindern eine schädliche Tischkippbewegung bei extremer Schocklast, so daß eine entsprechende Gefährdung des Axiallagers und des Zahneingriffes nicht eintreten kann. Die gleichmäßige Drehmomentaufteilung beim Dreiplanetensystem ist mit dem durch die 3 Zahneingriffe geführten Sonnenritzel, ohne Lager, gewährleistet. Nach Angaben des Herstellers geben an über 55 MAAG-Mühlenplanetenge trieben erprobte Korrekturfaktoren zur Berücksichtigung der Lastdeformationen eine Gewähr für eine optimale Zahnflankenauflage. Eine Beeinflussung des deformationsempfindlichen Kegelradgetriebegehäuses mit entsprechender Beeinträchtigung der Flankenauflage durch die Mahlkräfte wird durch die unabhängige Unterstützung vermieden. Fig. 8.9.b. zeigt den MAAG-Walzenmühlenantrieb mit Mühlenaxiallager, Planetengetriebe und Kegelradgetriebe.

Stop blocks between satellite carrier and housing prevent detrimental tilting of the grinding bowl under extreme shock loads. In this way the corresponding danger for the thrust bearing and tooth engagement has been avoided. The three teeth engagements of the free moving sun pinion without bearing, guarantee the proportionate torque distribution to the three planetary gears. Correction factors for consideration of load deformation, tested at more than 55 MAAG planetary mill drive gears, guarantee — according to the manufacturer — an optimum tooth contact. By using an independent support, the influence exerted by the grinding forces on bevel gear housing, which is sensitive to deformation, and through this inadequate impairment of the flank contact is avoidable. Fig. 8.9.b. shows a MAAG roller mill drive with mill trunnion bearing, planetary gearing, and bevel gear drive.

Wie beim Mahltisch werden auch für das Planetenge triebe stoßbetriebssichere Weißmetallager verwendet. Unbegrenzte Lebensdauer, geringes Zahnschadenrisiko bei Lagerdefekt z. B. infolge Schmierölaufall sowie die kurzfristigen Reparaturmöglichkeiten sind praxisbewährte Eigenschaften. Für die den Erschütterungen weniger ausgesetzten Wälzlager des Kegelradgetriebes wird eine minimale Lebensdauer von 100,000 Stunden zugrundegelegt.

Shock resistant babbit metal bearings which are reliable in operation, are not only employed for the grinding bowl, but also for the planetary gear. Unlimited working life, low risk of tooth damage in case of defective bearing, e. g. due to lack of lubricating oil, as well as the possibility of fast repairs are characteristic for this type of bearing which stood the test in practice. According to the manufacturer, for the roller bearings which are less exposed to vibrations, a minimum working life of 100,000 hours can be assumed.

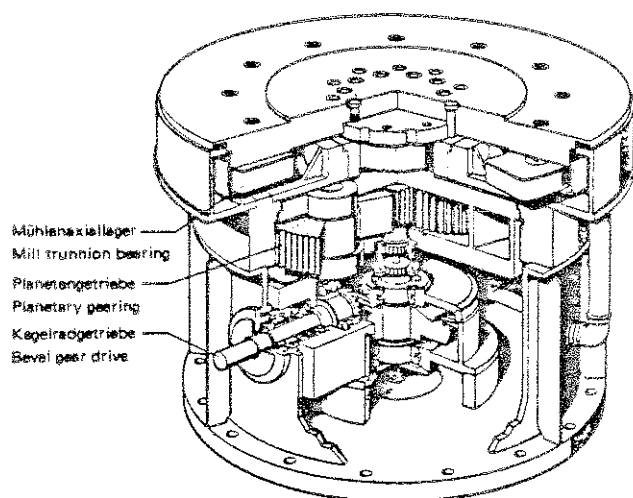


Fig. 8.9.b. Walzenmühlenantrieb mit Mühlentrunkionlager, Planetengetriebe und Kegelradgetriebe

Fig. 8.9.b. Roller mill drive with mill trunnion bearing, planetary gearing, and bevel gear drive

Über das der Schmierung dienende Ölsystem wird die Getriebetemperatur in Abhängigkeit von der Umgebungstemperatur automatisch optimal gesteuert. Ein zusätzlicher Hochdruckschmierölkreislauf verstärkt die Schmierversicherung des Mühlentrunkionlagers beim Anlauf und Langsamdrehen. Mit Vorteil wird die Schmieranlage in einem abschließbaren, tiefer liegenden Raum untergebracht.

Das Planetengetriebe mit einsatzgehärteter und korrekturgeschliffener Sonnenritzel- und Planetenradverzahnung sowie voll ausgerundetem Zahngrund arbeitet mit einem Vollastverlust von etwa 0.4 %. Die Verluste des Kegelradgetriebes liegen zwischen 1.2 und 2.0 %.

Je nach der Mühlenbauart wird zum Langsamdrehen ein Hilfsgetriebe eingesetzt. Dieses ist über eine Überholkupplung mit dem zweiten Hauptmotorwellen verbunden.

Der Hauptantrieb läßt sich einfach in mehrere geschlossene Baugruppen zerlegen, was in Fig. 8.9.c. dargestellt ist (MAAG).

Zusätzlich zu den technischen Vorteilen, dem geringen Raumbedarf und dem niedrigen Gewicht sind die Herstellkosten bis etwa 20 % günstiger als für die Stirnkegelradgetriebeausführung in vergleichbarer Qualität.

Mit den 1982 verfügbaren Maschinen und Einrichtungen lassen sich MAAG-Walzenmühlenantriebe mit Planetengetriebebestufe und Kegelradübersetzung herstellen bis zu einer Leistung von 4000 kW bei einer Mühlenzahl von 22 U/min.

Durch einfache konstruktive Maßnahmen kann anstelle des Vorschalt-Kegelradgetriebes eine zweite Planetengetriebebestufe vorgesehen werden. Solche mit einem Vertikalmotor anzutreibende Doppelplanetengetriebe können gemäß MAAG für die Übertragung einer Walzenmühlenleistung von bis 15,000 kW bei einer Mühlenzahl von 18 U/min gebaut werden. Die Vollastverluste eines zweistufigen Planetengetriebes betragen 0.9 bis 1 % [87a].

Depending on the ambient temperature, the gear temperature is automatically adjusted to an optimum level, through the lubricating oil system. In addition, a high pressure lubricating oil circuit intensifies the lubrication of the thrust bearing at start-up and slow moving speed for extra safety. It is advantageous to locate the lubricating system at a lower level in a separate room.

The planetary gear, having casehardened and correctively ground sun pinion and planetary gear toothing, as well as fully rounded tooth profiles, works with a loss of efficiency of about 0.4 %. At full load the loss of efficiency of bevel gear reducers is between 1.2 and 2.0 %.

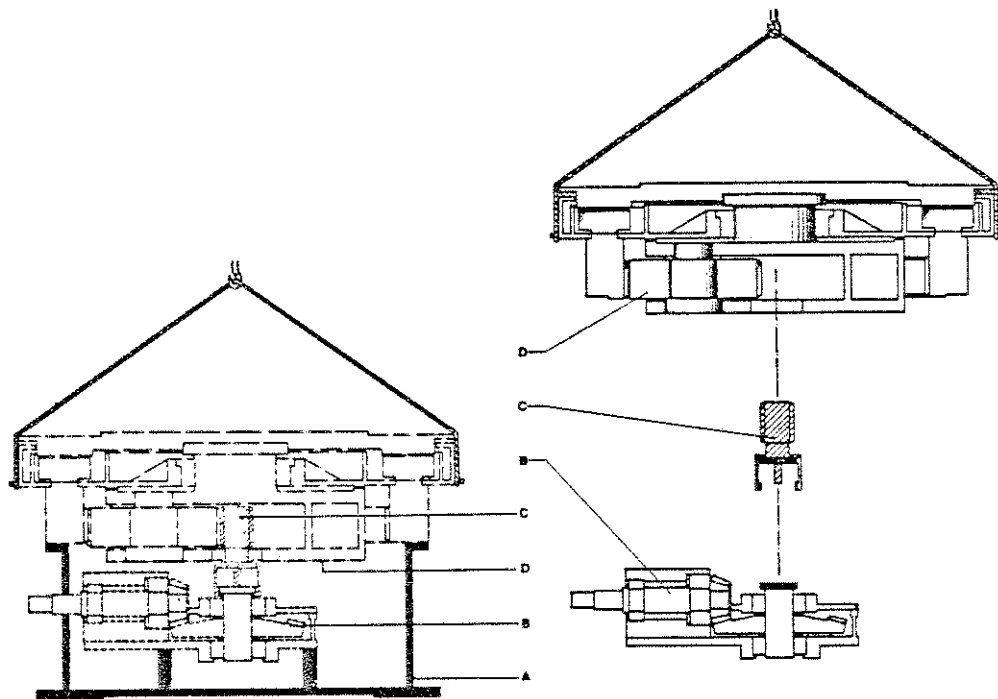
Depending on the mill design, an auxiliary drive gear is used for slow rotation. The auxiliary drive gear is connected to the second main motor shaft by an overriding clutch.

The main drive can be easily dismantled into several independent construction groups, which is shown in Fig. 8.9.c. (MAAG).

In addition to the technical advantages, the small space requirement and the low weight, the manufacturing costs are about 20 % lower compared to those of a spur/bevel gear drive of comparable quality.

With machinery and equipment available in 1982, the MAAG Co. is in a position to supply roller mill drives with planetary gearing and conical bevel gearing of up to 4000 kW, at a mill speed of 22 rpm.

By applying simple design changes it is possible to exchange the compound conical bevel gearing by a second planetary gear step, and such double planetary gear box driven by a vertical motor can be supplied for roller mills up to 15,000 kW, at a mill speed of 18 rpm. The full load loss of such a planetary gear is in the range of 0.9–1 % [87a].



Zusammenbau der Hauptgruppen

Assembly of main groups

- A Hauptgetriebegehäuse = Main gear housing
- B Kegelradgetriebe = Bevel gear drive
- C Sonnenritzel mit Zahnkupplung = Sun gear with tooth coupling
- D Planetengetriebe mit Zahnkupplung und Innenkranz = Planetary gear with tooth coupling and internal gear rim

Fig. 8.9.c. Walzenmühlenantrieb in Baugruppen zerlegbar

Gewichtsaufteilung (angenähert):

Weight distribution (approx.):

A = 15 %, B, C = 10 %, D = 75 %

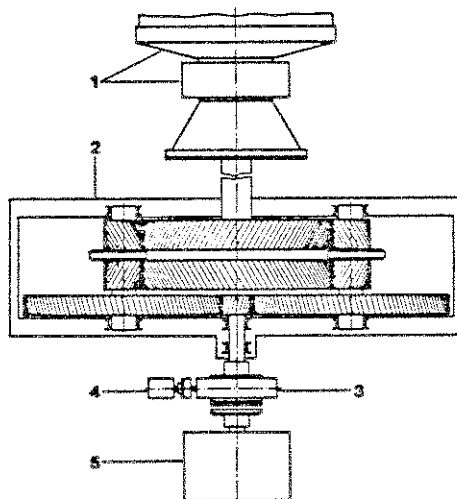
Fig. 8.9.c. Roller mill drive dismountable into construction groups

8.1.3. Zentralantrieb mit dem Symetro-Getriebe (F. L. Smidth u. Co. A/S, Kopenhagen)

Für Mühlen mit Zentralantrieb stellt die Firma F. L. Smidth die sogenannten Symetro-Getriebe her. Für Leistungen bis 8140 kW wird ein zweiwegig-zweistufiges Getriebe geliefert (siehe Fig. 8.10.).

8.1.3. Central drive with the Symetro-gears (F. L. Smidth and Co. A/S, Copenhagen)

The F. L. Smidth Company manufactures gears for central drives, called Symetro-gears. For power transmission up to 8140 kW, a two-way double reduction gear is supplied (see Fig. 8.10.).



- 1 Mühle = Mill
- 2 Symetro-Getriebe = Symetro-gear
- 3 Hilfs-Getriebe = Inching-gear
- 4 Hilfs-Motor = Inching motor
- 5 Antriebs-Motor = Drive motor

Fig. 8.10. F. L. Smidth Symetro-Getriebe Typ TS, für Leistungen bis 8140 kW

Fig. 8.10. F. L. Smidth Symetro-gear type TS, for power transmission up to 8140 kW

Die erste Getriebestufe ist schrägverzahnt. Die zweite ist doppelschrägverzahnt. Die Antriebswelle ist in einem frei beweglichen Gleitlager federnd aufgehängt. Das Lager trägt das Gewicht des langsamlaufenden Stirnrades und eines Teils der Welle. Bei frei rotierenden Führungsringsen auf den Zwischenwellen ist das Zahnrad zwischen diesen zentriert. Aus dieser Anordnung ergibt sich eine gleichmäßige Verteilung der Belastung auf die beiden Zwischenwellen, da das Zahnrad von selbst eine neutrale Lage einnimmt. Die Antriebs- und die Zwischenwellen sind in je zwei sphärischen Rollenlagern gelagert.

Im Jahre 1927 kam F. L. Smidth mit dem ersten Symetro-Getriebe heraus; bis 1983 sind 1750 Einheiten solcher Getriebe hergestellt worden.

Das Kopenhagener Technologische Institut hat den Wirkungsgrad eines Symetro-Getriebes gemessen. Bei voller Belastung wurde ein Wirkungsgrad von 99,5–99,6 % festgestellt [87b]. Nach Angaben des Herstellers läßt sich der hohe Wirkungsgrad durch sehr niedrige Reibung erklären. Durch die Verzahnung entsteht nur geringe Reibung, da im zweiten Satz doppelschräge Verzahnung und legierter Spezialstahl die Anwendung kleiner Moduli für die Verzahnung ermöglichen. Der Lagerverlust ist ebenfalls niedrig, da durch die doppelschräge Verzahnung erhebliche Axialkräfte beseitigt werden [87c].

Kostenvergleich: Wird gemäß F. L. Smidth der Preis einer Mühle mit Motor und Ein- oder Zweiritzelantrieb auf 100 % festgesetzt, dann kostet dieselbe Mühle mit Symetro-Antrieb etwa 109 %. Hier ist jedoch die längere Lebensdauer des Zentralantriebes im Vergleich zum Zahnkranz und Ritzelantrieb zu beachten [87c].

8.2. Ausführungsarten von Zahnkranzvorgelegen

Die folgenden Abbildungen zeigen zwei Ausführungsarten von Mühlenantrieben mit Zahnkranzvorgelege [88].

Fig. 8.11.: Antrieb mit Reduktionsgetriebe ermöglicht die Verwendung von schnelllaufenden Serien-Motoren. Schnell- und langsamlaufende Wellen sind mit elastischen Kupplungen versehen. Anwendung vorzugsweise für größere Mühlen bis über 3000 kW, für Zahnkranz und Ein-Ritzelantrieb.

Die Krupp-Polysius AG hat zur Zeit (1984) vier Rohrmühlen mit Ein-Ritzel-Antrieb und je 3500 kW Antriebsleistung in Bau.

Fig. 8.12.: Dieselbe Antriebs-Anordnung wie in Fig. 8.11., aber in zweifacher Ausführung mit Zahnkranz, Doppel-Ritzelantrieb und zwei Motoren. Für gegenwärtig gebaute Mühlengrößen ist dieser Antrieb bis etwa 7000 kW anwendbar.

The first stage of the gear has single helical teeth, the second stage is supplied with double helical teeth. The output shaft „floats“ in a spring-suspended sleeve bearing. The bearing carries the weight of the low-speed wheel and part of the shaft. Free-running guide rings on the intermediate shafts keep the gear wheel centered between the shafts; this arrangement ensures an even distribution of the transmission on the two intermediate shafts. By these means, the gear wheel automatically finds the neutral position. Each of the input and intermediate shafts are mounted in two spherical roller bearings.

The first F. L. Smidth Symetro gear was on the market in 1927. Up to 1983, 1750 Symetro gear units have been manufactured.

The efficiency of a Symetro gear was tested by the Technological Institute in Copenhagen. Under full load conditions an efficiency of 99,5–99,6 % was determined [87b]. According to the manufacturer, the high rate of efficiency is due to very low friction. Frictional loss in the tooth system is low, since the second set of gear wheels is supplied with double helical teeth; a special high-grade alloy steel facilitates the application of small moduli for the toothing. The bearing loss is also low, since the double helical toothing eliminates strong axial forces [87c].

Cost comparison: If, according to F. L. Smidth, the price of a single pinion or a double pinion mill drive, including mill and motor is assumed to be 100 %, the price of the same mill with Symetro gear amounts to about 109 %. However, here the longer working life of the central drive, compared to that of the girth gear and pinion drive, should be taken into consideration [87c].

8.2. Modifications of girth ring drives

The following illustrations show two types of mill drives employing girth ring and pinion [88].

Fig. 8.11.: Gear reducer drive permits the use of standard, high speed, inexpensive motors. Low and high speed reducer shafts are connected by flexible couplings. This arrangement of girth ring and single pinion drive is preferable for larger mills of up to 4000 HP.

At present (1984) Krupp Polysius AG has four ball mills with single pinion drive under construction. Each of these mills has a drive power of 3500 kW (4700 HP).

Fig. 8.12.: The same drive arrangement as shown in Fig. 8.11., but in twin configuration with girth ring, dual pinion drive and two motors. For currently manufactured mill sizes, this drive arrangement is applicable up to about 9500 HP.

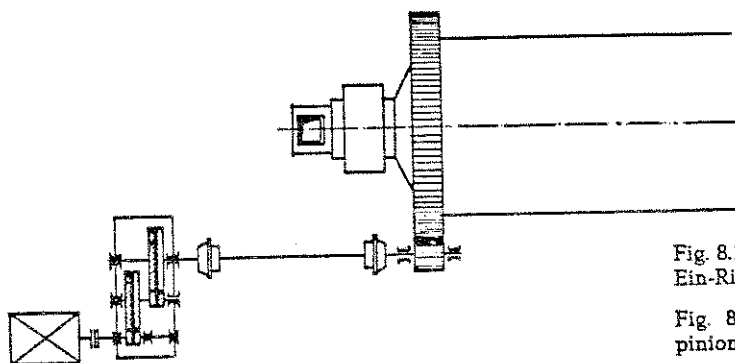


Fig. 8.11. Rohrmühlen-Antrieb; Motor, Reduktionsgetriebe, Ein-Ritzelantrieb und Zahnkranz

Fig. 8.11. Ball mill drive, motor, reduction gear, single pinion drive and girth ring

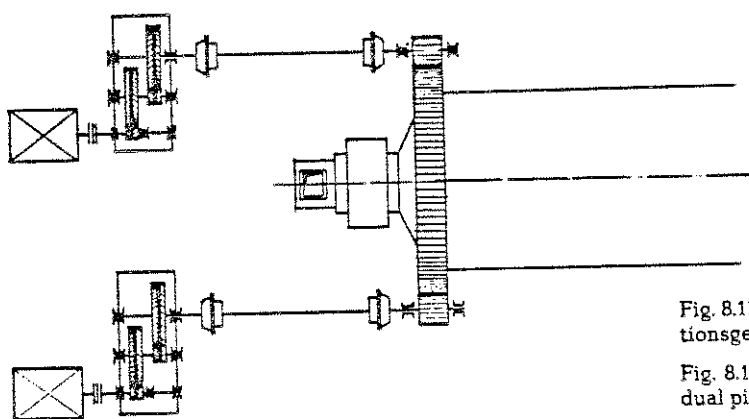


Fig. 8.12. Rohrmühlen-Antrieb; zwei Motoren mit Reduktionsgetrieben, Doppel-Ritzelantrieb und Zahnkranz

Fig. 8.12. Ball mill drive; two motors with reduction gears, dual pinion drive and girth ring

8.2.1. Auslegung von Mühlenmotoren

Bei der Auslegung des Mühlenmotors ist, je nach der verfügbaren Type, eine Leistungsreserve von 15–20 % vorzusehen. Vom Mühlenkonstrukteur werden 5–10 % gefordert, da sich bei unterschiedlicher Mahlkörperfüllung der Leistungsbedarf je Tonne Mahlkörper erhöht. Wird die Mühle ohne Mahlgut gefahren, so nimmt sie mehr Leistung auf und für diesen Umstand sind rund 10 % Reserve nötig. Auch Spannungsschwankungen können eine Erhöhung des vom Motor aufgenommenen Stromes zur Folge haben [89].

8.2.1. Sizing of mill motors

When sizing a mill motor, a reserve capacity of 15–20 % depending upon the available type of the motor, should be provided. The mill designer usually asks for 5–10 % reserve, because variations in the mill charge increase the power requirements. Another 10 % is necessary when running the mill without feed; in this case the mill pulls more power. Also, voltage variations can cause an increase in the motor power input [89].

8.3. Getriebeloser Rohrmühlenantrieb

Der getriebelose Mühlenantrieb hat sich seit 1969 im Mühlenbau etabliert. Der Antrieb großer Rohrmühlen erfolgt direkt durch Motoren von niedriger Frequenz ohne zwischengeschaltetes Reduktionsgetriebe und ohne Zahnkranz und Ritzel [89a].

Vom elektrischen Standpunkt aus ist dies die Anwendung von — mit variabler Stromfrequenz gesteuerter, begrenzt veränderlicher Drehzahl — des Wechselstrommotors. Die Quelle variabler und niedriger Stromfrequenzen für solche Motoren sind Frequenzumformer, die auf der Basis von elektronischen Halbleitern arbeiten. Bei der niedrigen Drehzahl von 13–15 Upm wird ein Synchronmotor mit einer Frequenz von 5.5 Hz gewählt.

8.3. Gearless ball mill drive

The gearless ball mill drive has been established in mill construction since 1969. Large ball mills are directly driven by low frequency electric motors without a speed reducing gear between the motor and the mill and without girth gear and pinion [89a].

Electrically it is an application of variable frequency adjustable speed AC drives. The sources of low frequency for such drives have been frequency conversion units employing electronic semi-conductors. For the required low 13–15 rpm, a synchronous motor is selected and fed with a current, having a frequency of 5.5 Hz.

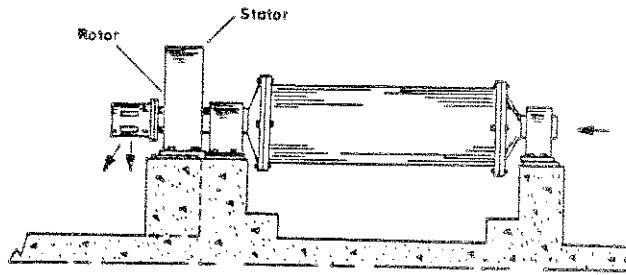


Fig. 8.13. Getriebeloser Rohrmühlengantrieb; Modifikation I

Fig. 8.13. Gearless ball mill drive; modification I

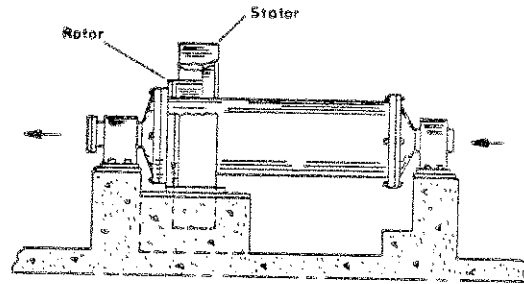


Fig. 8.14. Getriebeloser Rohrmühlengantrieb; Modifikation II

Fig. 8.14. Gearless ball mill drive; modification II

Der getriebelose Rohrmühlengantrieb kann grundsätzlich in zwei Konstruktionsarten ausgeführt werden. Fig. 8.13. veranschaulicht eine Konstruktion, bei welcher der Rotor an einem verstärkten und verlängerten Mühlenhalslager angebracht ist. Diese Anordnung ermöglicht eine gute Zugänglichkeit sowohl zur Mühle als auch zum Motor.

Fig. 8.14. zeigt eine Anordnung, bei welcher der in diesem Sektor speziell modifizierte Mühlenmantel vom Motor umhüllt ist. Diese Anordnung hat den Vorteil einer minimalen Gesamtlänge. Nachteilig sind die Auswirkungen von Temperaturschwankungen, Verformungen des Mühlenzylinders unter dem Einfluß der Last der Mühlenfüllung sowie die Notwendigkeit einer speziellen Mühlenkonstruktion, um Mühle und Motor gegenseitig anzupassen. Zwischen Mühltrommel und dem mit ihr verbundenen Rotorkörper wird ein Abstand von etwa 500 mm eingehalten; dies ist auf der Abbildung nicht dargestellt [90].

Der Synchronmotor beschleunigt die Mühle vom Stillstand bis zur Betriebsgeschwindigkeit. Im Bereich zwischen 80 und 100 % der Nenn Drehzahl kann die Mühle mit dem meist vorteilhaften Leistungsfaktor gefahren werden. Ohne eine zusätzliche Anordnung kann die Mühle kurzzeitig auch mit sehr niedriger Geschwindigkeit gedreht werden, um die Mannlöcher in die gewünschte Position zu bringen.

Kosten: Für einen Kostenvergleich mit Mühlen mit zwischengeschaltetem Getriebe stehen nur unvollständige Zahlen zur Verfügung [90a]. Es kann jedoch bereits gesagt werden, daß bis zu einer Leistung von 3700 kW die Investitionskosten für den getriebelosen Antrieb wesentlich höher sind als die für einen konventionellen Getriebeantrieb. Mit wachsendem Leistungsbedarf wird diese Spanne geringer. Werden die Gesamtkosten einer Mühle mit Umfangmotor mit 100 % angesetzt, so beträgt der Kostenanteil der Mühle mit Panzerung allein 43 % und der des Ringmotors mit Frequenzumformer 57 % [84].

Die erste, mit einem Umfangsmotor angetriebene, Zementmühle wurde in Frankreich (Le Havre) im Jahre 1969 in Betrieb genommen. Der Mühltendurchsatz wird mit 200 Tonnen Zement pro Stunde angegeben, bei einem Leistungsbedarf des Antriebsmotors von 6400 kW und 15 min^{-1} . Der Motor wurde von der Aktiengesellschaft Brown, Boveri u. Cie. in Baden,

The gearless ball mill drive can be designed in two basic arrangements. Fig. 8.13. shows an arrangement with the motor rotor supported by a strengthened and extended mill trunnion shaft and bearing. This arrangement retains maximum accessibility to both mill and motor.

Fig. 8.14. shows a wrap-around construction with the motor rotor supported on a specially modified ball mill end bell. This arrangement has the advantage of minimum overall length. Disadvantages are the effects of mill temperature variations, mill deflections under load, and the fact that the ball mill design itself is altered to utilize this arrangement. The cylinder of the rotor is spaced approximately 500 mm from the mill shell; this is not shown on the picture [90].

The gearless drive synchronous motor accelerates the mill from standstill up to operating speed. Within the range of 80–100 % of the nominal speed, the best power factor can be obtained.

The mill can for a limited time be operated at very low speeds for positioning the manholes of the mill shell; and no extra equipment is needed.

Costs: As yet only incomplete data are available to make cost comparisons with gear driven mills [90a]. Generally it is said that up to 5000 HP power consumption, the gearless ball mill drive has substantially higher initial installed costs than the conventional geared ball mill drive. This difference tends to become smaller as the mill horsepower increases. If the total cost of a mill with wrap-around motor equals 100 %, then the partial cost of the mill together with the lining is 43 %, and that of the motor with frequency converter equals 57 % [84].

The first finish ball mill driven by a wrap-around motor has been put into operation in 1969 in Le Havre, France. The cement output is rated at 200 MTPH and the motor rating is 8700 HP (metric HP), equal to 6400 kW at 15 RPM. The motor was manufactured by Brown, Boveri and Comp., Baden, Switzerland. The 5 m diameter mill was supplied by

Schweiz, gebaut. Die 5 m Ø Mühle wurde von der Firma WEDAG, jetzt KHD Humboldt Wedag AG, geliefert.

Der Mühlen Durchmesser beträgt 5000 mm; der lichte Durchmesser des Stators beträgt 8000 mm und der äußere Motordurchmesser 10,000 mm; die Länge des Motors ist 950 mm. Die Temperaturdifferenz zwischen Rotor und Mühlenmantel beträgt etwa 100 °C. Zwecks Erleichterung von Transport und Montage bestehen sowohl der Stator als auch der Rotor aus zwei Teilen.

Ein großer Vorteil des getriebelosen Rohrmühlens besteht im nicht Vorhandensein von Antriebsreibung. Die durch den Motor verursachte zusätzliche Belastung der Mühlenlager beträgt etwa 15 %; dies verursacht keine nennenswerten Schwierigkeiten.

Der getriebelose Mühlenantrieb erlaubt mehr Bewegungsfreiheit bei der Planung des Mühlenraumes, da der Mühlenantrieb nicht mit der Mühle mechanisch verbunden ist. Der Raumbedarf des getriebelosen Antriebs (Fig. 8.15. rechts) ist etwa 16 m kürzer im Vergleich zum Antrieb mit Getriebe (links). Dies bringt eine große Raumeinsparung mit sich. Die Raumeinsparung bezieht sich auf Motorantriebe bis etwa 6.5 MW [91].

the WEDAG Co., now KHD Humboldt Wedag AG Köln, W. Germany.

The tube mill has a diameter of 5000 mm; a bore of 8000 mm was selected for the motor, which resulted in an outer diameter of about 10,000 mm. The active core length is 950 mm. The temperature difference between the rotor rim and the mill drum is in the order of 100 °C. To facilitate transportation and erection, the stator as well as the rotor are built in two sections.

A major advantage of the gearless mill drive is the absence of wearing parts. The extra load on the mill bearings due to the motor weight is only about 15 %, and this does not raise undue problems.

The gearless mill drive allows a more flexible layout of the mill room, since the mill drive is not mechanically connected to the mill. The space requirement of the gearless drive (Fig. 8.15. right) is about 16 m shorter in comparison with the geared drive (left). This results in large space savings. The space saving applies to drive motors up to about 6.5 MW [91].

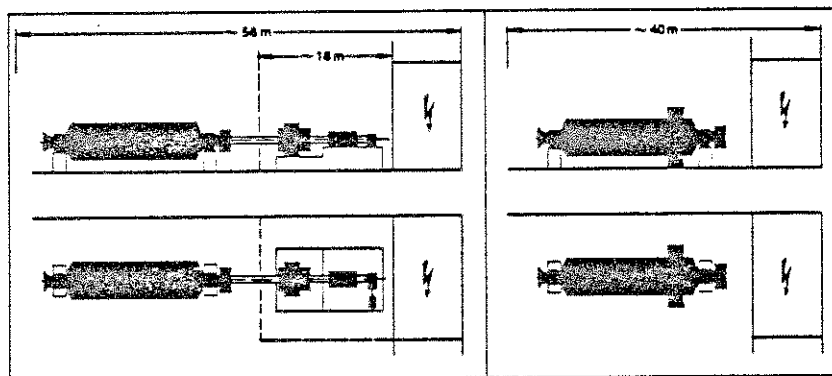


Fig. 8.15. Raumbedarf des getriebelosen Antriebs im Vergleich zum Antrieb mit Getriebe

Fig. 8.15. Space requirement of the gearless drive in comparison with the geared drive

Der von BBC gelieferte und in Fig. 8.16. dargestellte Direktumrichter, ausgerüstet mit allen Regel-, Steuer-, Schutz- und Meßeinrichtungen für das ganze System, ist als Kompaktumrichter gebaut. Dies ist eine stahlblechgekapselte, begehbare Kabine mit einer Grundfläche von 3.5 × 2.8 m, die als eine einzige Transporteinheit gebaut ist [91].

Der Kompaktumrichter ist im Umspannwerk untergebracht, das auf dem Bilde mit einem elektrischen Symbolpfeil gekennzeichnet ist.

Gegenwärtig scheint die Begrenzung für herkömmliche Mühlenantriebe bei etwa 12,000 kW etwa 16,000 PS zu liegen. Andererseits erlaubt der getriebelose Mühlenantrieb die Konstruktion von noch größeren Mühlen, da das Mühlengetriebe die Antriebskraft nicht mehr begrenzt und die Tendenz zu immer größeren Mühleneinheiten fortlaufend besteht.

The cycloconverter supplied by BBC, and shown in Fig. 8.16. is furnished with all control, protection, and measuring equipment for the entire system; this arrangement is designed as a compact converter. The converter is an accessible cabin, fully enclosed with sheet steel, having a floor area of 3.5 × 2.8 m, and constitutes a single transportation unit [91].

The compact converter is located inside the substation, which is marked on the picture by a symbolic electrical arrow.

At present, the size limit for conventional mill drives seems to be around 16,000 HP, 12,000 kW. On the other hand, the gearless drive allows the design of even larger mills since the drive no longer imposes any power limitation and the trend towards larger mill units is continuing.

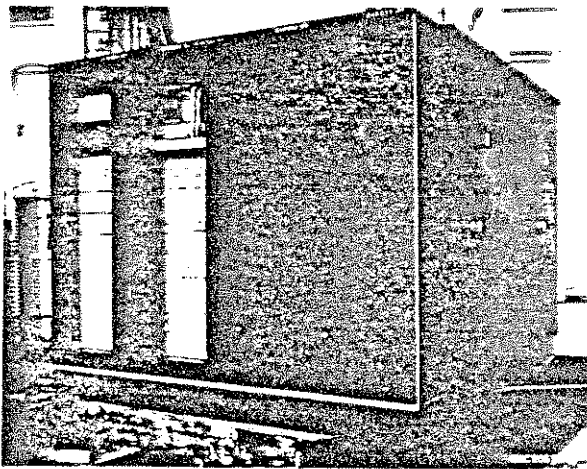


Fig. 8.16. Direktumrichter als Kompaktumrichter für Ringmotor

Fig. 8.16. Cycloconverter as compact converter for ring motor

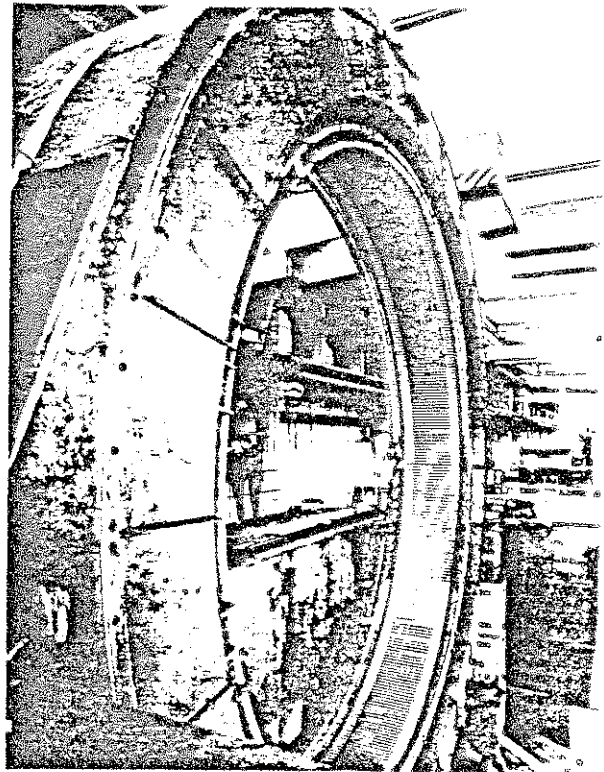


Fig. 8.17. Stator des getriebelosen Mühlenantriebsmotors

Fig. 8.17. Stator of the gearless mill drive motor

Fig. 8.17. zeigt den Stator des Mühlenmotors. Fig. 8.18. zeigt Montagearbeit am Motor. Fig. 8.19. und Fig. 8.20. sind Darstellungen des getriebelosen Mühlenantriebsmotors während der Inbetriebnahme (Brown, Boveri u. Cie., Baden, Schweiz).

Fig. 8.17. shows the stator of the gearless mill drive motor. Fig. 8.18. shows motor mounting work. Fig. 8.19. und 8.20. are pictures of the gearless drive, taken while the mill was put into operation (Brown, Boveri Company, Baden, Switzerland).

Gegenwärtig (1984) sind etwa 36 getriebelose Mühlenantriebe in Betrieb bzw. in Auftrag gegeben, von denen die Mehrzahl den Mühlenmantel umhüllend ausgebildet ist (Fig. 8.14.); die Konstruktion der übrigen Mühlenantriebe ist wie in Fig. 8.13. dargestellt [91], [91a].

About 36 ball mills with gearless drives are already in operation or ordered at this writing (1984) — the majority with wraparound motor construction (Fig. 8.14.) and the remainder with the motor arranged as shown in Fig. 8.13. [91], [91a].

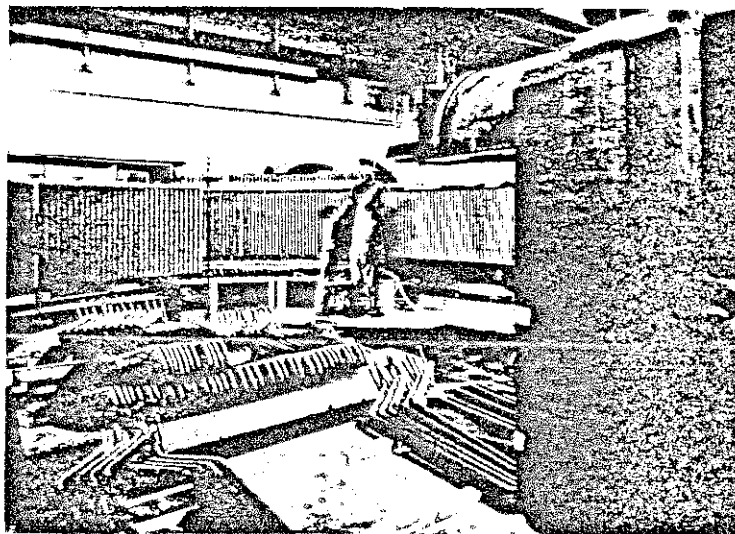


Fig. 8.18. Montagearbeit am getriebelosen Mühlenantriebsmotor

Fig. 8.18. Mounting work on gearless mill drive motor

8. Mühlenantriebe

8. Mill drives

Tabelle 8.3.1. zeigt eine Aufstellung mit den wichtigsten Daten der weltweit betriebenen Rohrmühlen mit Ringmotor (Stand April 1983) [91a].

Table 8.3.1. lists the most important data of the ball mills worldwide which are driven by ring motors (state as of April 1983) [91a].

Tabelle 8.3.1.

Rohrmühlen mit Ringmotoren (weltweit) [◀ ≙ mit Gleitschuhlagerung] Tube mills driven by ring motors (world-wide) [◀ with sliding shoe bearing]						
Nr.	Betreiber	Stadt	Land	Hersteller Manufacturer		Mühlengröße Durchm. × Länge (m)
No.	Customer	City	Country	Mühle Mill	Motor Motor	Mill dimensions Dia. × Length (m)
1	Ciments Lambert Lafarge	Le Havre	Frankreich	Wedag	BBC	5.0 × 16.5
2	Unicem Rom	Guidonia	Italien	Hischmann	BBC	5.0 × 16.5
3	Unicem Rom	Guidonia	Italien	Wedag	BBC	5.0 × 16.5
4	Unicem Rom	Guidonia	Italien	Wedag	BBC	5.0 × 16.5
5	PZW Gebr. Wiesböck & Co.	Rohrdorf	Bundesrepublik Deutschland	Polysius	Siemens	4.6 × 16.6
6	Georg Behringer	Neumarkt	Bundesrepublik Deutschland	Polysius	Siemens	4.4 × 14
7	Buderus	Wetzlar	Bundesrepublik Deutschland	Hischmann	Siemens	4.6 × 16
8	St. Lawrence Cement Company	Clarkson	Canada	Aerofall Mills	GE	5.2 × 17
9	Rudolf Rohrbach KG	Dottern- hausen	Bundesrepublik Deutschland	Bühler-Miag	Siemens	4.0 × 16
10	Forexim-Tehnocim Deva 1	Deva	Rumänien	S. R. Rumänien	BBC	5.2 × 16
11	Cementfabrik Holderbank	Rekingen	Schweiz	Polysius	BBC	4.8 × 16.25
12	Ciments d'Obourg	Obourg	Belgien	Polysius	BBC	5.2 × 16.5
13	Forexim-Tehnocim Deva 2	Deva	Rumänien	S. R. Rumänien	BBC	5.2 × 16
14	Compagnie des Ciments Belges (CCB)	Gaurain- Ramecroix	Belgien	Polysius	Siemens	4.6 × 14.25
15	Compagnie des Ciments Belges (CCB)	Gaurain- Ramecroix	Belgien	Polysius	Siemens	4.6 × 14.25
16	Cimenterie de Zahana	Zahana	Algerien	Five Cail Babcock	BBC	5.3 × 13.9
17	Cimenterie de Zahana	Zahana	Algerien	Five Cail Babcock	BBC	5.3 × 13.9
18	Tehran Cement	Tehran	Iran	Hischmann	BBC	5.6 × 13.5
19	Compagnie des Ciments Belges (CCB)	Gaurain- Ramecroix	Belgien	Polysius	Siemens	4.4 × 16
20	Tasca	Tasca	Rumänien	S. R. Rumänien	BBC	5.2 × 16
21	Tasca	Tasca	Rumänien	S. R. Rumänien	BBC	5.2 × 16
22	Ssang Yong Cement Co.	Bukpyong	Südkorea	Polysius	BBC	4.8 × 16.5
23	Ssang Yong Cement Co.	Bukpyong	Südkorea	Polysius	BBC	4.8 × 16.5
24	Ssang Yong Cement Co.	Bukpyong	Südkorea	Polysius	BBC	4.8 × 16.5
25	Ssang Yong Cement Co.	Bukpyong	Südkorea	Polysius	BBC	4.8 × 16.5
26	Asia Cement	Taipei	Taiwan	KHD	BBC	4.8 × 15.75
27	A/S Sydvaranger	Kirkenes	Norwegen	Aker Troendelag	Siemens	6.5 × 10
28	Ssang Yong Cement Co.	Bukpyong	Südkorea	Kobe	BBC	5.4 × 16
29	Distinct Cement	Perkasa	Indonesien	Polysius	Alsthom	5.2 × 17.6
30	Distinct Cement	Perkasa	Indonesien	Polysius	Alsthom	5.2 × 17.6
31	Saudi Kuwaiti Cement	Riyadh	Saudi Arabien	Polysius	BBC	5.4 × 13.3
32	Saudi Kuwaiti Cement	Riyadh	Saudi Arabien	Polysius	BBC	5.4 × 13.3
33	Saudi Kuwaiti Cement	Riyadh	Saudi Arabien	Polysius	BBC	4.6 × 16.25
34	Saudi Kuwaiti Cement	Riyadh	Saudi Arabien	Polysius	BBC	4.6 × 16.25

Table 8.3.1.

Motor MW	Drehzahl min ⁻¹	Material	Mahl- leistung t/h	Inbetriebn. Jahr	Motormontage am Motor at Mill bearing		Polzahl Number of poles	Lochkreis Ø mm Pitch circle dia.
					Einlauf Inlet	Auslauf Outlet		
6.4	15	Zement	200	1969	x	—	44	5570
6.0	14.5	Rohmaterial	340	1971	—	x	44	5570
6.0	14	Zement	200	1972	x	—	44	5570
6.0	14	Zement	200	1972	x	—	44	5570
4.9	14.4	Zement	160	1972	—	x	40	5200
3.5	16	Zement	130	1973	x	—	40	5100
5.0	15	Zement	150	1972	—	x	40	5100
6.5	14.5	Zement	160	1973	—	x	40	4980
3.5	16	Zement	150	1974	—	x	40	4300
5.5	14	Rohmaterial	250	1974	—	x	40	5720
5.2	14.5	Zement	150	1975	—	x	40	5400
6.3	14	Zement	200	1975	x	—	40	5720
5.5	14	Rohmaterial	250	1975	—	x	40	5720
4.1	15	Rohmaterial	184	1975	—	x	40	5200
4.1	15	Rohmaterial	184	1975	—	x	40	5200
4.8	14.5	Zement	150	1976	x	—	38	5300
4.8	14.5	Rohmaterial	300	1976	x	—	38	5300
5.6	13.5	Rohmaterial	300	1977	—	x	46	2950
4.1	15	Zement	110	1977	—	x	40	5200
5.5	14	Rohmaterial	290	1977	x	—	40	5720
5.5	14	Zement	200	1977	x	—	40	5720
5.2	14.5	Zement	150	1978	—	x	38	5415
5.2	14.5	Zement	150	1978	—	x	38	5415
5.2	14.5	Zement	150	1980	—	x	38	5415
5.2	14.5	Zement	150	1980	—	x	38	5415
5.2	14.3	Zement	150	1980	—	x	38	5415
8.1	13.1	Fe-Erz	1000	1981	x	—	56	7500
6.0	13.9	Zement	150	1982	—	x	40	5940
6.7	14.2	Zement	180	1983	—	x	48	6150
6.7	14.2	Zement	180	1983	—	x	48	6150
5.9	14.0	Rohmaterial	360	1984	x	—	40	5943
5.9	14.0	Rohmaterial	360	1984	x	—	40	5943
5.25	15.1	Zement	135	1984	x	—	40	5943
5.25	15.1	Zement	135	1984	x	—	40	5943

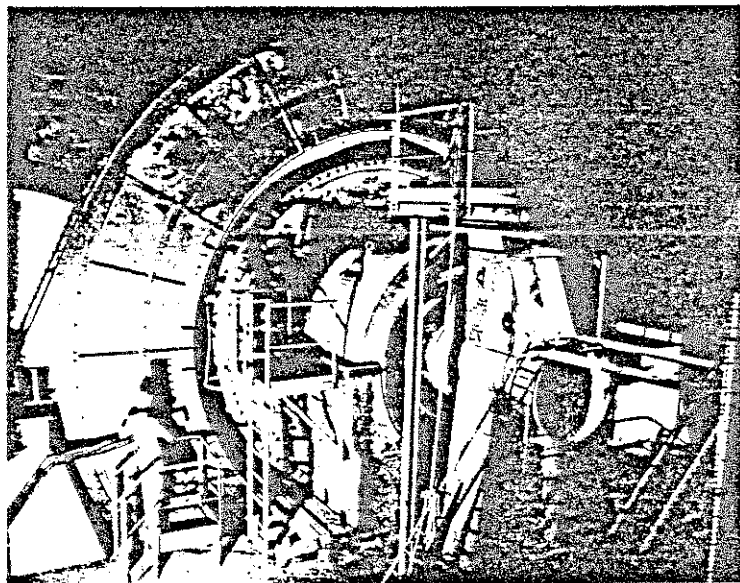


Fig. 8.19. Getriebeloser Mühlenantriebsmotor und Mühle
— Vorbereitungsarbeiten zur Inbetriebsetzung

Fig. 8.19. Gearless mill drive motor and mill — Preparation
for start-up

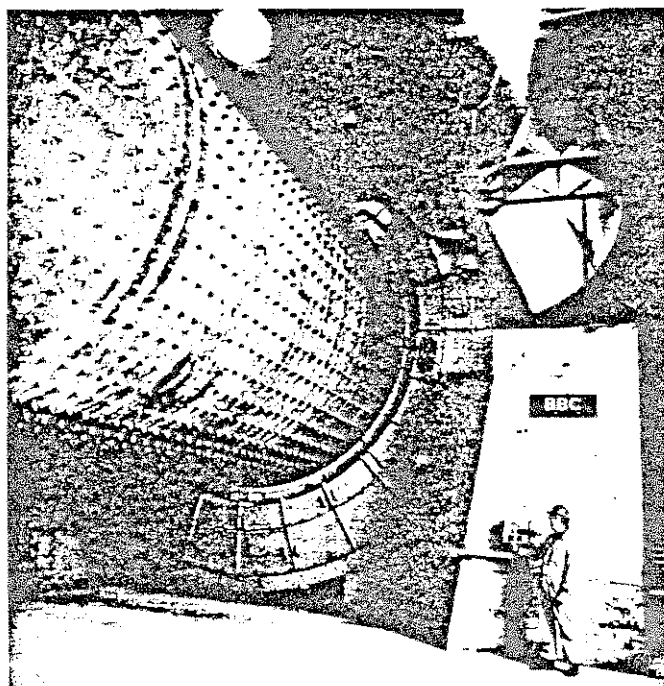


Fig. 8.20. Mühle und getriebeloser Mühlenantriebsmotor

Fig. 8.20. Mill and gearless mill drive motor

9. Der Mühlenzylinder — Optimale Dimensionen

Ein Mühlenrohr ist nur dann optimal dimensioniert, wenn es für eine gegebene Leistung das geringste Gewicht besitzt. Um den Mühlenmantel stabil zu halten, ist die Forderung nach geringstem Gewicht gleichbedeutend mit der Forderung nach möglichst kleinen Flächen des Mühlenrohres. *Bernutat* [92] hat für diesen Umstand eine Gleichung aufgestellt, bei der sich das Minimum an Mühlengewicht bei einem bestimmten Verhältnis von Länge zu Durchmesser ergibt; ein solches Verhältnis weist auch ein Minimum an Mühlenpanzerung auf. Dieses Verhältnis beträgt für eine Einkammermühle

$$\frac{L(\text{Länge})}{D(\text{Durchmesser})} = 1.5 \text{ (siehe Fig. 9.1.)}$$

Bei einer Zweikammermühle (mit einer Trennwand) ist

$$\frac{L}{D} = 3 \text{ (siehe Fig. 9.2.)}$$

und bei einer Dreikammermühle (mit 2 Trennwänden)

$$\text{ist } \frac{L}{D} = 4.5 \text{ (siehe Fig. 9.3.)}$$

Optimale Dimensionen von Mühlenzylindern

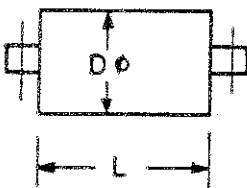


Fig. 9.1. bei einer Einkammermühle

Fig. 9.1. one-compartment mill

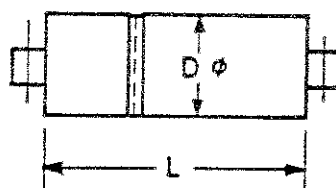


Fig. 9.2. bei einer Zweikammermühle

Fig. 9.2. two-compartment mill

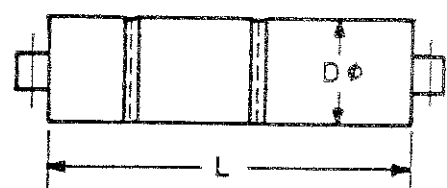


Fig. 9.3. bei einer Dreikammermühle

Fig. 9.3. tree-compartment mill

Für eine optimale Mühlendimensionierung müssen jedoch die angeführten Verhältniszahlen von Länge zu Durchmesser mit mahltechnischen Überlegungen und Erfordernissen in Einklang gebracht werden.

Hierzu gehören zwei grundsätzliche Überlegungen.

1. Bei konstanter Mühlenlänge ergibt die Erweiterung des Durchmessers:
 - einen größeren energetischen Wirkungsgrad,
 - kleinere Baufläche pro Kapazitätseinheit,
 - weniger Unterkorn im Mahlprodukt,
 - mehr gelegentliches Überkorn im Produkt,
 - weniger Stahlverschleiß pro Tonne Mahlprodukt.

9. The mill shell — Optimum dimensions

For a fixed capacity the mill tube should have a minimum weight; only then is the mill shell sized properly. To insure the stability of the mill tube, the requirement for minimum weight is compatible with the requirement for the smallest possible surface area of the mill tube. For this circumstance *Bernutat* [92] has developed an equation from which the minimum weight of the mill results out of a predetermined length to diameter ratio of the mill; that ratio also leads to a minimum required mill lining. For a one-compartment mill this ratio is

$$\frac{L(\text{Length})}{D(\text{Diameter})} = 1.5 \text{ (see Fig. 9.1.)}$$

A two-compartment mill (with one partition) has a ratio

$$\text{of } \frac{L}{D} = 3 \text{ (see Fig. 9.2.)}$$

and for a three-compartment mill (with two partitions)

$$\text{the ratio is } \frac{L}{D} = 4.5 \text{ (see Fig. 9.3.)}$$

Optimum dimensions of mill shells of a

However, for optimum mill sizing, these ratios of length to diameter must be compatible with grinding requirements.

This item requires two basic considerations.

1. Holding the mill length constant, the increase of mill diameter provides:
 - Higher power efficiency
 - Less floor space per unit of capacity
 - Fewer submicron particles in mill product
 - More oversize tramp particles
 - Lower steel wear rates per ton of product.

9. Der Mühlenzylinder — Optimale Dimensionen

- Wird der Mühlen Durchmesser konstant gehalten, dann ergibt eine Verlängerung der Mühle: weniger Investitionskosten pro installierte PS, weniger gelegentliches Überkorn, mehr Feinkorn im Mahlprodukt, einen kleineren energetischen Wirkungsgrad und Gelegenheit für Unterteilung des Mühlenraumes in mehrere Kammern [93].

9.1. Mantelstärke des Mühlenzylinders

Die Stärke des Mühlenmantel-Stahlbleches beträgt etwa $\frac{1}{100}$ bis $\frac{1}{75}$ des Mühlen Durchmessers, abhängig von Durchmesser und Länge des Mühlenzylinders. Folgende Blechstärken werden angewendet:

Mühlentrommel-Durchmesser	Mantelstärke
bis 1.6 m	18 mm
1.6 – 2.0 m	20 mm
2.0 – 2.2 m	25.5 mm
2.2 – 2.4 m	28 mm
2.5 – 3.5 m	38 mm
3.5 – 4.25 m	52 mm
4.25 – 4.50 m	58 mm
5.0 m	63.5 mm
6.4 m	85/75 mm

Hierzu sei erwähnt, daß die Mantelstärke nicht nur vom Durchmesser, sondern auch von der Länge des Mühlenrohres beeinflusst wird. Außerdem werden heute bei langen Mühlen die Blechstärken abgestuft, d. h. von den jeweiligen Enden des Mühlenrohres zur Mühlenmitte hin stärker werdend.

9.2. Mühlenzylinder — Normen

In Deutschland sind die grundlegenden Ausmaße der Mühlen genormt (DIN 24111 — Rohrmühlen) [94]. Dies bezieht sich vor allem auf den lichten Durchmesser des Mühlenzylinders, der zu je 200 mm abgestuft ist, ferner auf die Größe und Anordnung der Manlöcher sowie auf die Anordnung der Schraubenöffnungen für die Mahlplatten und deren Stärke und Radius.

Bei der Berechnung der Stärke des Mühlenzylinders ist zu beachten, daß die zur Befestigung der Panzerplatten gemäß DIN 24111 angeordneten Schraubenlöcher die Festigkeit des Mühlenmantels um etwa 11 % herabsetzen.

Der Mühlenzylinder wird aus Stahlblech der Gütegruppe MRSt 37–2 (DIN 17100, Werkstoffnummer 1.0112.6)* oder aus feinkörnigem Baustahl der Gütegruppe FR 50 (DIN 4102) hergestellt. Auch Kessel-

9. The mill shell — Optimum dimensions

- Holding the mill diameter constant, the greater mill length provides:
Lower capital cost per installed horsepower
Fewer oversize tramp particles
More micron fines in mill product
Lower power efficiency
Opportunity for partitioning the mill cylinder [93].

9.1. Thickness of the mill shell

The thickness of the mill shell ranges between $\frac{1}{100}$ and $\frac{1}{75}$ of the mill diameter, depending upon the diameter and the length of the mill tube. The following shell thicknesses are being used:

Mill-tube diameter	Shell thickness,
up to 1.6 m	18 mm
1.6 – 2.0 m	20 mm
2.0 – 2.2 m	25.5 mm
2.2 – 2.4 m	28 mm
2.5 – 3.5 m	38 mm
3.5 – 4.25 m	52 mm
4.25 – 4.50 m	58 mm
5 m	63.5 mm
6.4 m	85/75 mm

Here, it should be mentioned that the shell thickness depends not only on the diameter, but also on the length of the mill cylinder. Besides, the shell thickness of long mills are graded, i. e. the shell thickness increases from both ends toward the mill center.

9.2. Mill shell — Standards

In Germany, basic dimensions of tube mills are standardized (German Standards DIN 24111 — Tube mills) [94]. This applies particularly to the inner diameters of the mill cylinders, where gradations are in steps of 200 mm; to the size and arrangement of manholes; to the allocation of the bolt holes for the mill liners; and also to the thickness and radius of the liners.

When calculating the thickness of the mill shell, it should be considered that the bolt holes for the mill liners, allocated according to German Standards DIN 24111, reduce the strength of the shell by about 11 %.

The mill shell is manufactured from steel sheets, Grade MRSt 37–2 (German Standards DIN 17100, material No. 1.0112.6)*, or from fine-grained structural steel, (German Standards DIN 4102) Boiler plates are

* Dies entspricht etwa dem amerikanischen Stahl gemäß ASTM, A – 113, Grade B.

* This corresponds approximately to ASTM, A – 113, Grade B.

blech findet vielfach Verwendung, trotzdem einige Qualitätseigenschaften dieses Materials — wie z. B. Widerstandsfähigkeit gegen hohe Temperaturen — für eine Rohrmühle nicht erforderlich sind.

Der feinkörnige Konstruktionsstahl besitzt alle Eigenschaften, die für den Mühlenmantel erforderlich sind; er läßt sich auch gut schweißen und ist widerstandsfähig gegen Ribbildung und Ermüdung [95a].

Die hohen Festigkeitseigenschaften des feinkörnigen Konstruktionsstahles lassen Einsparungen am Gesamtgewicht des Mühlenzylinders zu. So beträgt z. B. das Gewicht eines aus MRSt 37-2 — Material hergestellten Mühlenzylinders der Ausmaße 3.8×14 m rund 80 Tonnen. Derselbe Mühlenzylinder hergestellt aus FR 50 — Stahl (Hersteller Mannesmann-Werke) wiegt dagegen nur etwa 63 Tonnen [96].

9.3. Mühlen-Stirnwände

Gegenwärtig werden Mühlen-Stirnwände als einheitliches Stahlgußstück hergestellt. Diese Stirnwand besteht aus dem Lagerhals, dem flachen, kegelförmigen Teil und dem Flansch, der mit dem auf dem Mühlenzylinder aufgeschweißten Flansch mit Schrauben verbunden wird. Die Stirnwände unterliegen hauptsächlich Biegebeanspruchungen; dagegen sind Zug- und Druckbeanspruchungen minimal.

Der kegelförmige Teil der Mühlenstirnwand wird gegenwärtig fast ausschließlich mit glatter Oberfläche hergestellt. Verstärkungsrippen, die früher allgemein in Anwendung waren, beeinträchtigen weitgehend die radialen Spannungsbeanspruchungen.

Mühlen-Stirnwände und Lagerzapfen von F. L. Smidth werden normalerweise in zwei getrennten Teilen hergestellt, die durch Paßschrauben verbunden sind. Die Mühlen-Stirnwände sind mit dem Mühlenrohr zusammengeschweißt.

Mühlenstirnwände wurden früher aus Gußstahl der Gütegruppe GS-60.1 (DIN 17100^{*)}) hergestellt. Letztlich wird jedoch für diesen Zweck sphärolitisches Gußeisen verwendet. Sphärolitisches Gußeisen besitzt bekanntlich dieselben Festigkeitseigenschaften wie Gußstahl, ist jedoch bedeutend billiger. Bei großen Stirnwänden mit einem Gewicht von etwa 25 Tonnen ist die Einsparung bedeutend.

9.4. Mühlen-Lager

Die Rohrmühlen der Zementindustrie sind allgemein mit Gleitlagern versehen. In der Erzaufbereitung dagegen laufen die Rohrmühlen auf Rollenlagern. Dieser Unterschied in der Rohrmühlenlagerung ist

also frequently in use, despite the fact that some of their properties, such as e. g. high temperature resistance, are not consistent with tube mill requirements.

Fine grained structural steel has all the properties required for a mill shell; it is also easy to weld. It is resistant against crack formation and fatigue [95a].

The high strength properties of fine grained structural steel, allow savings in the total weight of the mill shell. For example the weight of a mill shell 3.8×14 m, is roughly 80 tons. The same size mill shell made from FR 50 — steel (manufacturer: Mannesmann-Werke, Germany) weighs only 63 metric tons [96].

9.3. Mill heads

Mill heads are presently manufactured as a monolithic steel casting. This mill head consists of the trunnion, the flat cone shaped part, and a flange, permitting bolting to the shell flange. The mill heads are mainly subject to flexural stresses. Tensile, and compressive stresses on the other hand are negligible.

The cone shaped part of the mill head is manufactured almost exclusively without reinforcement ribs, which were widely used in the past; they had a detrimental effect to radial stress.

At F. L. Smidth mill heads and trunnions are as a rule manufactured in two separate parts. These are assembled by means of tight-fitting bolts. The mill heads are welded to the mill shell.

In the past, mill heads were manufactured from cast steel, Grade GS-60.1^{*)} (German Standard DIN 17100). However, more recently nodular cast iron has come into use for this purpose. As is well known, nodular cast iron has the same strength properties as cast steel; in addition to this, it is substantially lower in price. Larger mill heads, weighing about 25 tons, yield considerable cost savings.

9.4. Mill bearings

Generally, tube mills working in the cement industry are equipped with sliding bearings. Contrary to this, the ore preparation industry employs tube mills equipped with roller bearings. This contrast in mill

^{*)} Entspricht etwa dem Gußstahl gemäß ASTM A-27, Grade 70-36

^{*)} Similar to ASTM A-27, Grade 70-36

durch keine technische Beweisführung begründet. Rollenlager sind bedeutend teurer als Gleitlager. Beim Anfahren der Mühle ist der Widerstand der durch die Reibung im Rollenlager hervorgerufen wird derselbe wie beim normalen Gang der Mühle; dies bewirkt eine bedeutende Herabsetzung des Anlaßmomentes. Das Anfahren von Rohrmühlen mit Gleitlagern dagegen erfordert spezielle Vorsichtsmaßnahmen — die sogenannte Anlaufschmierung — um das Lagermetall zu schonen. Das Grundelement der Anlaufschmierung des Gleitlagers ist eine Ölhochdruckpumpe, die unmittelbar vor dem Anfahren der Mühle Schmieröl zwischen Lagermetall und Mühlenhals preßt. Das unter Druck eingepreßte Öl hebt die Mühlenhalse und reduziert so die Reibung zwischen den beiden Metalloberflächen auf ein erträgliches Maß.

Die Größe der Gleitlagerschalen soll so berechnet sein, daß der Druck auf die Arbeitsoberfläche des Gleitlagers bei Weißmetall als Lagermetall $15-20 \text{ kg/cm}^2$ und bei Bronze $25-28 \text{ kg/cm}^2$ nicht überschreitet.

Gleitlager für Mühlen werden normalerweise nach der hydrodynamischen Schmiertheorie berechnet. Dies bewirkt, daß die Tragfähigkeit des Ölfilms mit wachsendem Lagerdurchmesser steigt. Für kleine Lager begrenzt die Tragfähigkeit des Ölfilms die Lagerbelastung. Für große Lager begrenzt indessen die Tragfähigkeit des Weißmetalls die Lagerbelastung. Für Lagerdrücke bis etwa 25 kg/cm^2 läßt sich Bleimetall (Sg Pb Sn 10, DIN 1703) anwenden, während Zinnmetall (Lg Sn 80, DIN 1703) bis etwa 35 kg/cm^2 verwendet wird [87c].

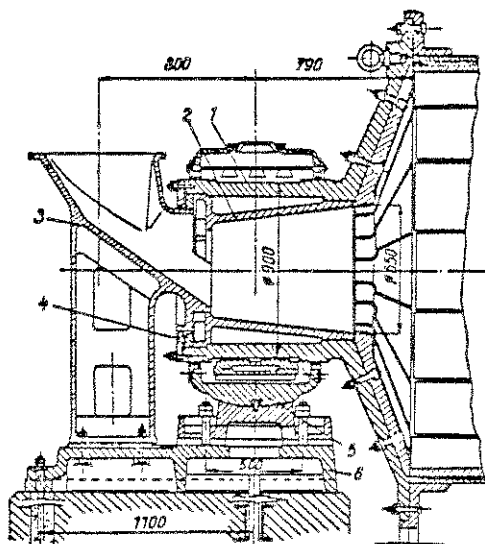
Die beiden Gleitlagerschalen der Mühle sind auf Schwenkzapfen gelagert, um eventuelle Lageänderungen der Mühlenachse zu kompensieren.

bearing practice is not readily explainable. However, roller bearings are substantially more expensive than sliding bearings. During the mill start-up procedure, the resistance generated by friction in the roller bearing is the same as during the normal mill run; this causes a considerable reduction in breakaway torque. Opposed to that, the start-up operation of mills equipped with sliding bearings requires a special operating procedure: the so-called start-up lubrication, intended to spare the bearing metal. The basic constituent of the start-up lubrication is a high pressure oil pump; immediately before starting the mill, this pump delivers lubricating oil between the bearing metal and journal. The oil injected under pressure lifts the trunnions prior to mill start-up and thus reduces the friction between metal surfaces to a tolerable level.

When sizing the bearing bushings it should be considered that the bearing pressure should not exceed the following limits: for white metal as bearing metal $15-20 \text{ kg/cm}^2$, and for bronze $25-28 \text{ kg/cm}^2$.

Sleeve bearings for mills are normally designed according to the hydrodynamic lubrication theory. This means that the bearing strength of the oil film increases with the rising bearing diameter. In case of small bearings, the bearing strength of the oil film limits the bearing pressure. In large bearings however, the carrying capacity of the white metal alloy limits the bearing pressure. For bearing pressures up to approximately 25 kg/cm^2 , a lead metal alloy (Sg Pb Sn 10, DIN 1703, German Standards) can be employed, whereas a tin metal alloy (Lg Sn 80, DIN 1703, German Standards) can be employed for pressures up to approximately 35 kg/cm^2 [87c].

Both bearing sockets of the mill rest upon pivoted journal bearings to compensate for possible misalignment.



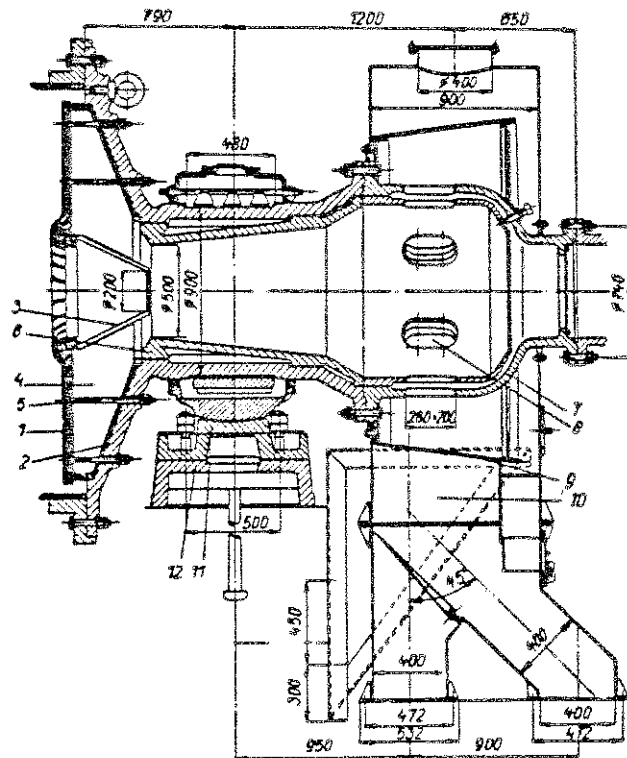
- 1 Mühlenhalszapfen = Mill trunnion
- 2 Mühlenhalspanzerung = Mill feed trunnion lining
- 3 Einlaufrohr für Aufgabegut = Spout feeder of mill
- 4 Dichtung = Seal
- 5 Schwenkzapfen u. Mühlenhalslager = Pivoted journal bearing and mill trunnion bearing
- 6 Lager - Fundamentplatte = Bearing base

Fig. 9.4. Aufgabeeende einer Rohrmühle mit Lagerung

Fig. 9.4. Feed end of a tube mill with mill bearing

Die zwei Abbildungen, Fig. 9.4. und Fig. 9.5., zeigen Querschnitte eines Mühlenaufgabendes und eines Mühlenaustragsendes. Die Lagerung der Mühlen-
gleitlager auf den Schwenkzapfen ist deutlich sicht-
bar. Die Abbildungen beziehen sich auf eine Rohr-
mühle der Ausmaße 2.2×13 m, der sowjetischen
Maschinenfabrik UZTM. Die Dimensionsangaben
sind in mm.

The two pictures Fig. 9.4. und Fig. 9.5., show cross-sections of the feed and of the discharge end of a tube mill, respectively. The pivoted journal bearings supporting the main mill bearings are clearly visible. The pictures refer to a tube mill of the size 2.2×13 m, a product of the Soviet Machinery Works UZTM. Dimensions are in millimeter.



- 1 Mit Schlitz versehen Mühlenaustragswand = Slotted mill discharge grate
- 2 Mühlen - Stirnwand = Mill head
- 3 Mühlenluft - Auslaßöffnung = Opening for mill ventilation
- 4 Radiale Austragsschaufeln = Discharge scoops
- 5 Befestigungsschrauben = Bolting of grates to the discharge head
- 6 Auskleidung des Mühlenhalslagers = Discharge trunnion lining

Fig. 9.5. Austragsende einer Rohrmühle

- 7 Mahlgut - Auslaßtrommel = Flanged discharge spout for mill product
- 8 Mahlgut - Auslaßöffnungen = Mill product discharge openings
- 9 Siebtrommel = Trommel screen
- 10 Mahlgut - Austragsrohre = Mill product discharge ducts
- 11 Schwenkzapfenlager = Pivoted journal bearing
- 12 Lager - Fundamentplatte = Bearing base

Fig. 9.5. Discharge end of a tube mill

Dauernde Temperaturmessung der Mühlenlager ist von großer Wichtigkeit. Dabei ist zu beachten, daß die Temperaturfühler direkt mit dem Metall des Lagers in Berührung kommen, um so die Temperatur des Metalles direkt zu messen und anzuzeigen. Temperaturmessung des Schmieröles ist unzuverlässig und irreführend, da, infolge der schlechten Wärmeleitfähigkeit des Oles, das Lagermetall möglicherweise bereits gefährliche Temperaturen haben kann, bevor das Schmieröl diese Temperaturen annimmt.

9.4.1. Mühlen-Gleitschuhlager

Gleitschuhlager sind meistens als hydrodynamische Lager ausgebildet. Lager mit Gleit- bzw. Laufringen

Continuous and close observation of the mill bearing temperature is very important. It must be understood that the temperature sensing device should be in direct contact with the bearing metal. Checking the temperature of the lubricating oil is unreliable and misleading; because of the low thermal conductivity of the oil, the bearing metal could become dangerously hot, before the oil temperature becomes indicative.

9.4.1. Mill slide shoe bearings

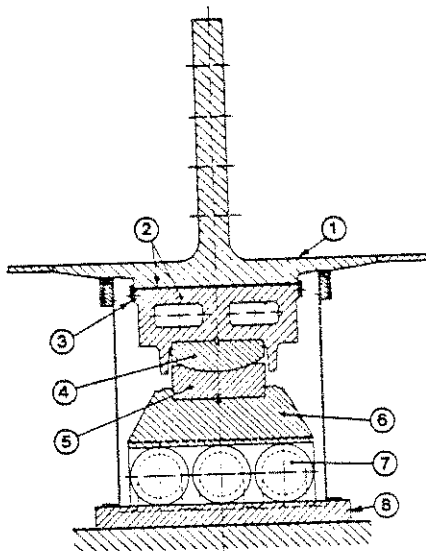
Slide shoe bearings are mostly hydrodynamic bearings. Bearings with slide shoes or riding rings are

werden für Mühlen verwendet, bei denen eine große Heißgasdurchströmung erforderlich ist, so daß kein Engpaß für den Durchtritt der Heißgase vorhanden ist.

Wie in Fig. 9.5.a. (F. L. Smidth) dargestellt, ruht ein Gleitring (1) in einem Gleitschuhlager, das aus zwei Gleitschuhen besteht, die bei einer Neigung von 30° auf jeder Seite einer senkrechten Linie vom Zentrum der Mühle angebracht sind (siehe Fig. 9.5.b.).

used for mills requiring a throughput of large volumes of hot gases thus avoiding a bottleneck for the gas flow.

As shown in Fig. 9.5.a. (F. L. Smidth) a slide ring (1) rests in a slide shoe bearing consisting of two slide shoes with an incline of 30° placed on each side of a vertical line drawn through the center of the mill (see Fig. 9.5.b.).

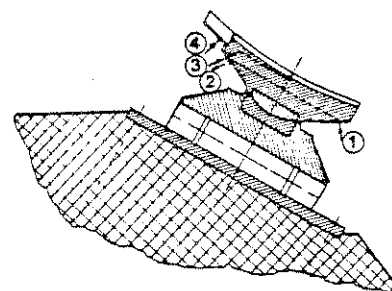
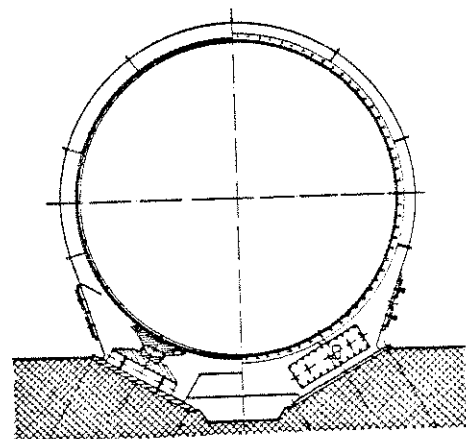


- 1 Gleitring — Slide ring
- 2 Gleitschuh mit Weißmetall beschichtet — Slide shoe with white metal surface
- 3 Steuerschiene — Guide rail
- 4 Kugelkappe — Ball segment
- 5 Kugelschale — Ball socket
- 6 Druckschuh — Thrust block
- 7 Rollen — Rollers
- 8 Fundamentplatte — Base plate

Fig. 9.5.a. Hydrodynamisches Gleitschuhlager

Fig. 9.5.a. Hydrodynamic slide shoe bearing

Die beiden Gleitschuhe, die aus je einem stahlgegossenen Werkstück mit auf der Gleitbahn (2) beschichtetem Weißmetall bestehen, sind seitwärts (Axialrichtung) von Bronzeschienen (3) gesteuert, die die Gleitschuhe im Verhältnis zum Gleitring festhalten. Die Gleitschuhe ruhen auf einer Kugelkappe (4), die in einer Kugelschale (5) gebettet ist. Die Kugelschale ist auf einem Druckschuh (6) angebracht, der auf zwei oder mehreren Rollen (7) ruht, die wiederum auf einer Fundamentplatte (8) liegen.



- 1 Kühlwassereinlaß — Cooling water inlet
- 2 Kühlwasserauslaß — Cooling water outlet
- 3 Hochdrucköleinlaß (für Anlassen der Mühle) — High pressure oil inlet (for start-up of mill)
- 4 Einlaß für Zirkulationsschmieröl (Öl für Schmierung während des Betriebes) — Inlet for circulation lubricating oil (oil for lubrication during operation)

Fig. 9.5.b. Hydrodynamisches Gleitschuhlager

Fig. 9.5.b. Hydrodynamic slide shoe bearing

The two slide shoes, each consisting of a cast steel workpiece with white metal applied to the sliding path (2), are guided in axial direction by bronze rails (3) which fix the slide shoes in relation to the slide ring. The slide shoes rest on a ball segment (4) positioned in a ball socket (5). The ball socket is placed on a thrust block (6), which is placed upon two or more rollers (7), resting on a base plate (8).

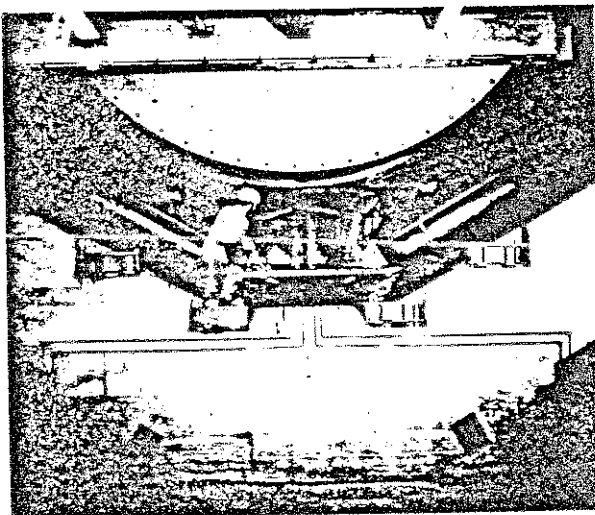
Die Anordnung von Kugelkappe-Kugelschale und Rollen ermöglicht eventuelle Ovalitäten des Gleitlings aufzunehmen. Außerdem kann sich das Gleitschuhlager auf den Rollen bewegen, wenn sich die Mühle beim Betrieb in der Längsrichtung ausdehnt.

Die Gleitschuhlager der Firma F. L. Smidth sind mit einer Hochdruckölanlaßvorrichtung versehen, d. h. in den Gleitschuh ist eine Rohrleitung eingelegt, die in der Mitte der Gleitbahn endet. Vor dem Anfahren der Mühle wird durch dieses Rohr zwischen Gleitbahn und Gleitring Öl unter hohem Druck gepumpt, wodurch die Mühle angehoben wird, um die Reibung zwischen den beiden Metalloberflächen zu reduzieren. Es ist dasselbe Prinzip, das beim Anfahren von Rohrmühlen mit Halslagern angewendet wird und im Abschnitt 9.4. (Mühlen-Lager) dieses Buches beschrieben ist. Beim Betrieb ist das Gleitschuhlager tauchgeschmiert, d. h., daß der Gleitring in das Ölbad unten am Gleitringsschutzschirm hineintaucht und Öl mitbringt, wodurch eine hydrodynamische Schmierung erzielt wird [87c].

Als Vorteile der Mühlen mit Gleitschuhlagern gegenüber der konventionellen Bauweise mit Stirnwänden und Halslagern werden von den Erzeugern genannt:

- Die schweren Stirnwände entfallen und werden durch Abschlußbleche ersetzt, da diese nichts zu tragen haben. Schwere Stirnwände führen manchmal bei großen Mühlen zu Schadensfällen.
- Durch Fortfall der Halslagerzapfen ist die Mühle viel kürzer. Bei Mahltrocknungsmühlen können die Ein- und Auslauföffnungen groß gehalten werden, um Engpässe für die Heißgase zu verhindern.
- Infolge des geringeren Lagerabstandes verringert sich die mechanische Beanspruchung des Mühlenzylinders, der in geringeren Blechstärken ausgeführt werden kann [96a].

Fig. 9.5.c. zeigt ein F. L. Smidth Gleitschuhlager für eine Rohrmühle während der Montage.



The system of ball segment and ball socket with rollers is able to absorb any untruth of the slide ring. Further, the slide shoe bearing can move on the rollers when, during operation, the mill expands longitudinally.

Slide shoe bearings of the F. L. Smidth Co. are equipped with a high-pressure oil starting arrangement. In order to ensure sufficient oil between slide ring and slide path before mill start-up, oil is pumped through a pipe inserted into the slide shoe in the center line of the slide path. The oil injected under high pressure lifts the mill to reduce friction between the two metal surfaces. It is the same principle used for the start-up of tube mills with trunnions, which is described in section 9.4. (Mill bearings) of this book. During operation the slide shoe bearing is splash lubricated, i.e. the slide rings submerge into the oil bath at the bottom of the slide ring casing and pick up some oil, thus achieving hydrodynamic lubrication [87c].

Advantages of mills with slide shoe bearings compared to mills of conventional construction i.e. with mill heads and trunnions are according to mill manufacturers:

- Heavy mill heads can be discarded and replaced by covers of regular sheet metal, since they have nothing to bear. Mill heads of large mills cause sometimes damage problems.
- By terminating the use of the mill trunnions, the mill becomes shorter by the same length. At drying-grinding mills the inlet and discharge openings can be kept large to prevent bottlenecks for the hot gases.
- Because of the shorter bearing distance also the mechanical stress of the mill cylinder is lower; therefore, the cylinder can be manufactured of thinner sheet metal [96a].

Fig. 9.5.c. shows a F. L. Smidth slide shoe bearing for a tube mill during installation.

Fig. 9.5.c. Gleitschuhlager für Rohrmühle während der Montage

Fig. 9.5.c. Slide shoe bearing for a tube mill during installation

Als Vorgänger der Gleitschuh-Mühlenlagerungen können Rohrmühlen angesehen werden die mit Lauf- ringen und Tragrollen ausgestattet waren, genauso wie Drehöfen. Solche Mühlen waren noch in den vierziger Jahren in Europa in Betrieb. Später brachte die Firma F. L. Smidth ihre seit 1920 erzeugte Unidan-Mühle mit einer Halszapfen-Lagerung und mit einer Gleitschuhlagerung heraus.

As predecessors of the slide shoe mill bearings, tube mills can be considered which were equipped with riding rings and rollers, exactly as it is the case at rotary kilns. In Europa such mills could be still found in operation in the 40s. Later, the F. L. Smidth Co. changed its Unidan mill, supplying one end of the mill with trunnion bearing, and placed close to the other end a slide ring with slide shoe bearing.

9.5. Lagerkühlung von Rohrmühlen

Die Mindestmenge an Lagerkühlwasser beträgt sowohl für Rohrmühlen (bei Trockenmahlung) als auch für Zementmühlen etwa 20–25 Liter pro Minute und Mühlenlager [97]. Ist die Temperatur des Kühlwassers am Lagereinlauf höher als 26 °C, so ist mehr Kühlwasser erforderlich [98]. Der Durchschnittsverbrauch an Lagerkühlwasser wird mit 50 Liter pro Minute und Mühle angenommen. Der maximal zulässige Wasserdruck am Lagereinlauf ist 2 kg/cm².

9.5. Bearing cooling of tube mills

The minimum amount of water required for cooling the bearings of raw mills (for dry grinding) as well as of finish mills is 20–25 lit/min [97]. If the cooling water temperature is above 26 °C at the bearing inlet, more water will be required [98]. The average amount of bearing cooling water is assumed to be 50 lit/min per mill. Maximum allowable water pressure entering the bearing is 2 kg/cm².

9.6. Oberflächenform der Mühlen-Panzerplatten

Die häufigste Erscheinungsform des Verschleißes der Panzerplatten ist die Rillenbildung. Um dieser

9.6. Surface shape of mill liners

The most frequent phenomenon of wear of mill liners is the formation of grooves. To counteract this cir-

Ein-Wellen-Panzerplatte



Single wave shell liner

Zwei-Wellen-Panzerplatte



Double wave shell liner

Mehr-Wellen-Panzerplatte



Corrugated shell liner

Keilstab-Panzerplatte



Wedge bar shell liner

Lorain-Panzerplatte



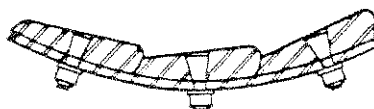
Lorain type shell liner

Blockform-Panzerplatte



Block type shell liner

Übergreifende Panzerplatte



Shiplap shell liner

Rillen-Panzerplatte



Grooved shell liner

Fig. 9.6.

Erscheinung entgegenzutreten, wurden verschiedene Oberflächenformen der Panzerplatten entwickelt. Der Zweck der verschiedenen Plattenoberflächen ist, die Mahlkörper aus ihren gleitenden Bahnen zu bringen und so die Gleitbahnen der Mahlkörper umzuordnen. Da die Mühlendrehzahl nur schwer zu ändern ist, bleibt bei entstehenden Problemen meistens nur die Möglichkeit, durch geeignete Formgebung der Panzerplatten für eine möglicherweise notwendige Korrektur der Mahlkörperbewegung bzw. deren Wurfbahnen zu sorgen [80].

Fig. 9.6. zeigt einige Ausführungsarten von Mühlenpanzerplatten, die gegenwärtig angewendet werden.

Die Stärke der Panzerplatten hängt vom Mühlen-durchmesser sowie von der Größe der Mahlkörper ab und bewegt sich allgemein in den Grenzen von etwa 30 bis 63 mm. Die Panzerplatten werden meistens in Rechteckform ausgeführt; die Ausmaße betragen etwa 300–400 mm × 450–650 mm. Das Gewicht solcher Panzerplatten beträgt etwa 50–125 kg.

9.6.1. Sortierende Mühlenpanzerungen

Bereits im Jahre 1923 hat der Amerikaner Carman eine sortierende Panzerung zum Patent angemeldet. Diese Panzerung setzte sich jedoch erst in den letzten 5–10 Jahren durch.

Das Grundprinzip der sortierenden Panzerplatten beruht darauf, daß durch deren Form sich die Mahlkörper nach abnehmender Größe entlang der Mahlbahn sortieren. Durch diese Abstimmung der Mahlkörpergröße auf die zunehmende Feinheit des Mahlguts wird die Mahlleistung gesteigert. Damit ist die praktische Voraussetzung für die Theorie gegeben, wonach die Größe der Mahlkörper der Feinheit des Mahlproduktes angepaßt werden soll, oder in anderen Worten: je kleiner das Mahlprodukt, desto kleiner die Mahlkörper.

Die folgenden drei Abbildungen zeigen eine Einkammer-Rohmühle, eine Zweikammer-Zementmühle und eine Zweikammer-Naß- bzw. Rohschlammühle; alle drei Mühlen sind teilweise mit sortierenden Panzerplatten ausgelegt.

Die Rohmühle (Fig. 9.7.) besitzt vor der Mahlkammer eine Trockenkammer. Die Mahlkammer ist lediglich in ihrer zweiten Hälfte mit sortierender Panzerung versehen. Nach Angaben des Herstellers (F. L. Smidth) wird dadurch der Mühlendurchsatz um 7–8 % gesteigert. Der praktische Effekt dieser Panzerung ist, als ob die Mühle zwei Mahlkammern besitzen würde, d. h., daß sich die größten Mahlkörper auf die erste Hälfte der Mahlkammer konzentrieren. Wie aus dem Bild ersichtlich, ist die Mühle am Einlaufende mit einem Gleitschuhlager versehen, um für die Trocknungsgase eine möglichst große Einlaßöffnung schaffen zu können (FLS-Tirax-Mühle).

In der Zementmühle (Fig. 9.8.), die in der zweiten Mahlkammer mit sortierenden Panzerplatten ausgelegt ist, sind zwecks Verlängerung der Verweilzeit

umstände, various surface shapes of mill liners have been developed to let the grinding media come down out of one of a variety of sideway arrangements.

Since it is practically impossible to change the mill speed, problems must be solved by properly shaping the mill liners, which is the only way to maintain correct motion and trajectories of grinding balls [80].

Fig. 9.6. shows various mill liners in current use.

The thickness of the mill liners depends upon the mill diameter as well as on the size of the grinding media and generally fluctuates within limits of 30–63 mm. Shape of the mill liners is usually rectangular; dimensions are approximately 300–400 × 450–650 mm. Corresponding weights are 50–125 kg.

9.6.1. Classifying mill linings

As early as in 1923, Mr. Carman, an American applied for a patent protecting classifying mill liners. However, this type of mill lining succeeded not earlier than in the past 5–10 years.

The basic principle of the classifying lining is that the shape of the lining causes a classification of the grinding ball sizes, resulting in a decrease in size along the grinding path. This size adjustment of the grinding media to the increasing fineness of the product, increases the grinding efficiency. This confirms the theory that the size of the grinding media should be adjusted to the fineness of the product, or in other words: the smaller the product, the smaller the grinding media.

The following three illustrations show: a one-compartment raw grinding mill, a two-compartment finish grinding mill, and a two-compartment wet (slurry) grinding mill; all three mills are partially lined with classifying liners.

The raw grinding mill (Fig. 9.7.) consists of a drying compartment and of one grinding compartment. Only in its second half is the grinding compartment lined with classifying liners. This increases, according to the manufacturer (F. L. Smidth), the grinding capacity by 7–8 %. The practical effect is nearly the same as in a mill with two grinding compartments, i.e. that all large grinding balls are concentrated in the first half of the grinding compartment. The picture shows further that on its feed end, the mill rests on a slide shoe bearing, to provide a large inlet opening for the hot drying gases (FLS-Tirax-mill).

The finish grinding mill (Fig. 9.8.) is in its second grinding compartment supplied with classifying lining. To extend the residence time of the material in

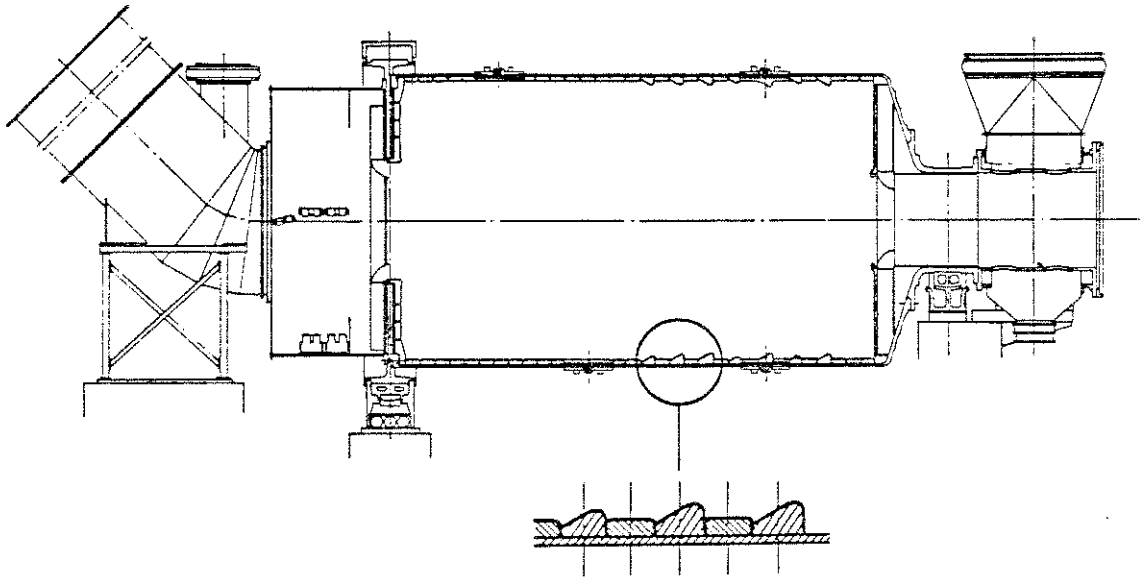


Fig. 9.7. FLS-Rohmühle mit sortierenden Panzerplatten in der zweiten Hälfte der Mahlkammer

Fig. 9.7. FLS-Raw grinding mill with classifying lining in the second half of the grinding compartment

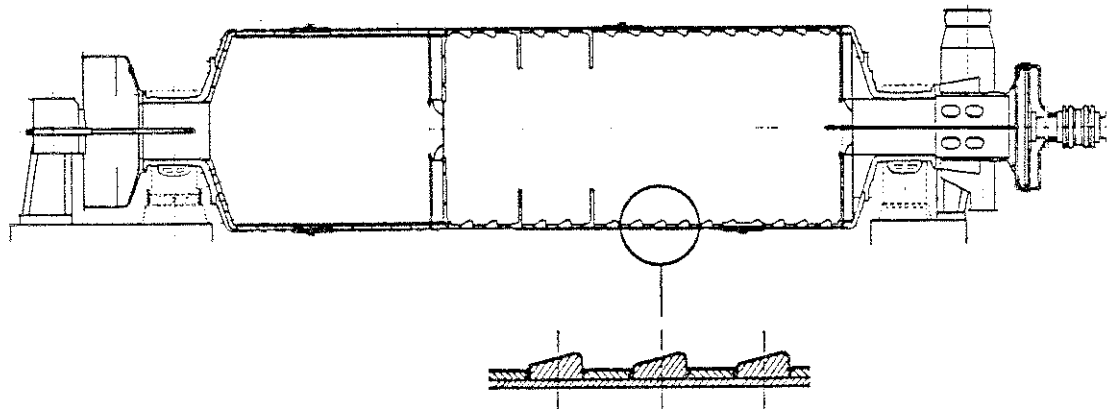


Fig. 9.8. FLS-Zementmühle mit sortierenden Panzerplatten im Feinmahlraum

Fig. 9.8. FLS-Finish grinding mill with classifying liners in the fine grinding compartment

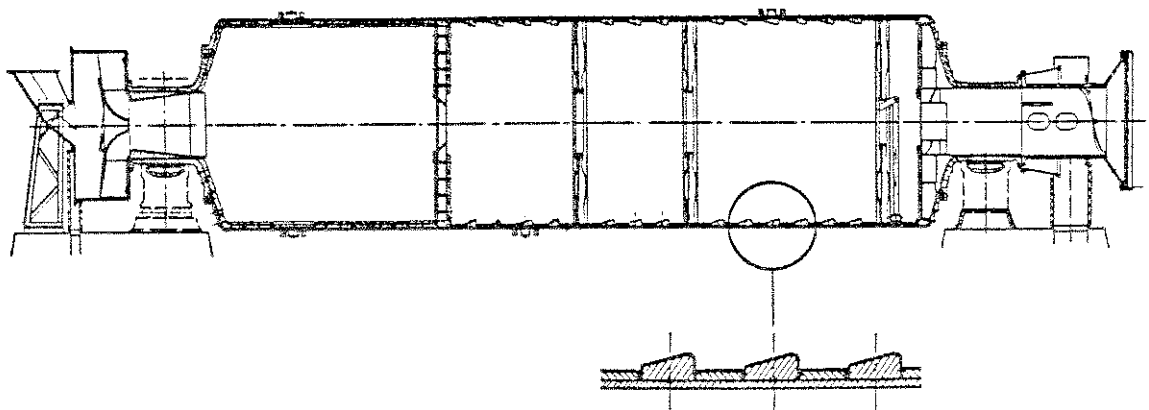


Fig. 9.9. FLS-Naßmühle mit sortierenden Panzerplatten im Feinmahlraum

Fig. 9.9. FLS-Wet grinding mill with classifying liners in the fine grinding compartment

des Mahlgutes in der Mühle zwei Stauringe eingebaut (siehe Abschnitt 9.10.) Die praktische Erfahrung zeigte, daß eine Zweikammer-Zementmühle mit sortierender Panzerung den gleichen Wirkungsgrad wie eine Dreikammer-Mühle aufweist. Grobmahlkammern eignen sich nicht für die Anwendung von sortierenden Panzerplatten.

Die in Fig. 9.9. abgebildete Naßmühle (Rohschlamm-mühle) ist im Feinmahlbereich ebenfalls mit sortierenden Panzerplatten ausgelegt. Die Feinmahlkammer besitzt drei Stauringe, von denen der letzte mit Rückführungsschaufeln für Mahlkörper versehen ist. Dadurch wird erreicht, daß die Auslaufroste von kleinen Mahlkörpern verschont bleiben.

Fig. 9.10. zeigt drei verschiedene Ausbildungsarten von sortierenden Mühlenpanzerungen.

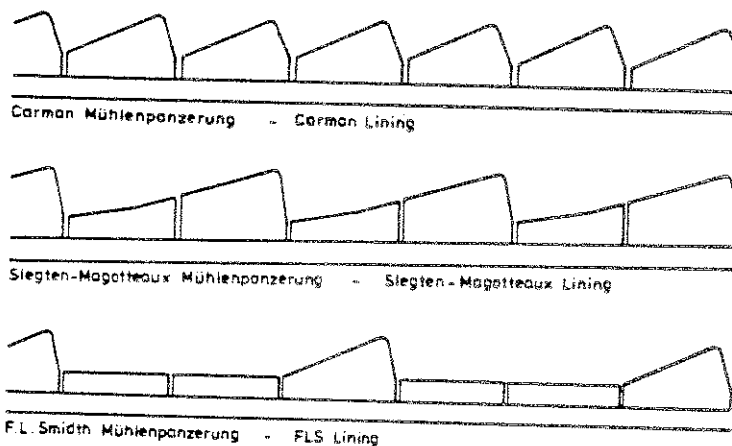


Fig. 9.10. Sortierende Mühlenpanzerungen

the mill, this compartment is also provided with two damming rings (see chapter 9.10.) Practical experience proved that a two-compartment finish grinding mill with classifying liners, shows the same efficiency as a three-compartment mill. Coarse grinding compartments do not qualify for application of classifying liners.

The fine grinding compartment of the wet grinding mill (slurry mill) shown in Fig. 9.9. is also lined with classifying liners. This compartment is further provided with three damming rings of which the last one is supplied with lifters, to return the grinding media. This ensures to keep the discharge grates free from small grinding media.

Fig. 9.10. shows three different design models of classifying mill liners.

Fig. 9.10. Classifying mill linings

9.6.2 Rillen-Panzerplatten

Die Schlupfbewegung bzw. Reibung zwischen der Oberfläche der Mahlkörper und der Mühlenwand sind verantwortlich für den Verschleiß, der sich in Form von Rillenbildung zeigt. Der Betriebsmann wie die Lieferfirmen von Panzerungen suchten nach Abhilfen, die zu den verschiedensten Oberflächenformen und Legierungen für Panzerplatten führten.

R. T. Hukki, Finnland [80a, 80b], vertritt jedoch die Ansicht, daß diese Rillenbildung eine Art mechanischer Selbsthilfe der Mühle ist, um den Zerkleinerungsvorgang zu fördern, und daß eine Mühle erst dann ihre volle Leistungsfähigkeit erreicht, wenn dieser Reibmechanismus an der Wand im verstärkten Maße zur Mahlung des Aufgabegutes herangezogen wird.

Systematische Untersuchungen des Phänomens der Rillenbildung durch F. J. Scheucher, Österreich [80c], haben zu der Überlegung geführt, die Panzerplatten mit entsprechend definierten Umfangsrillen auszuführen anstatt stufenförmig. Die Erwartungen, daß sich dadurch die Energieausnutzung an der Mühlenwand verbessern müßte, hat sich nach Angaben des Herstellers solcher Panzerplatten, d. i. VOEST-

9.6.2 Grooved shell linings

The slipping motion (friction) between the surfaces of the grinding media and the mill liners is greatly responsible for the wear which appears on the lining as washed-out grooves. Operators as well as suppliers of mill liners tried to overcome such wear which led to a multiplicity of surfaces and steel alloys.

R. T. Hukki of Finland [80a, 80b] is of the opinion that the formation of such grooves is the result of some kind of mechanical self-help to improve size reduction, and that a mill will only then reach its full grinding capability if and when the mechanism of slipping motion will be used to its full extent to grind the mill feed.

Systematic investigations of the phenomenon of formation of grooves by F. J. Scheucher, Austria [80c], led to the development of mill liner plates, having specific defined circumferential grooves instead of raised profiles. The expectations that such liners will improve the energy usage of the mill's wall friction was confirmed, according to reports of the manufacturer of grooved mill liners, i.e. the VOEST-Alpine

Alpine, Linz, Österreich, in allen bis jetzt umgerüsteten Mühlen bestätigt, sowohl in den Grobmahlkammern als auch in den Feinmahlkammern.

Neben der Verbesserung des Verschleißverhaltens bringt die Rillenpanzerung den Vorteil der besseren Energieausnutzung. Diese Rillenplatten können auch als Sortierpanzerungen ausgeführt werden. Die rationelle Gestaltung des Bewegungsablaufes mit Hilfe von Rillenplatten erhöht die Wirtschaftlichkeit einer Mühle, da nach Angaben der VOEST-Alpine AG die Antriebsleistung um 20 % zurückgeht, bei einer Produktionssteigerung um 10 %.

Der besondere Bewegungsablauf der Mahlkörper beim Einsatz solcher Platten ermöglicht die Verwendung höchstverschleißfester chromlegierter Gußwerkstoffe. Zusätzlich tritt noch eine Kaltverfestigung während des Betriebes ein.

Das Rillenprofil fördert das Bestreben der Mahlkörper, sich zur dichtesten Packung einzuordnen. Trotz des unvermeidlichen Plattenverschleißes tritt keine Änderung dieses Profils während der gesamten Lebensdauer der Mühlenauskleidung ein.

Das geringere Gewicht bringt den Vorteil einer leichteren Handhabung beim Einbau in die Mühle. Rillenplatten sind im Vergleich zu herkömmlichen Buckelplatten in der Grobmahlkammer um etwa 15 % leichter. In der Feinmahlkammer, als Sortierpanzerung ausgeführt, sind diese sogar um 30 % leichter. Platten- oder Schraubenbrüche treten nicht auf wegen der für Rillenplatten charakteristischen Mahlkörperbewegung. Unproduktive Schläge auf die blanke Panzerung werden fast vollständig vermieden.

Der Mahlkörperverschleiß soll sich nach Angaben des Herstellers um 40 % verringern, da die hexagonale Kugelpackung (siehe Fig. 9.10.a), bedingt durch das Rillenprofil, dem Mahlgut wenig Ausweichmöglichkeiten gibt, wodurch die Kugelberührung mit der Panzerung weitgehendst vermieden wird.

Corp., Linz, Austria. In all mill installations performed as yet with grooved liners in the coarse as well as in the fine grinding compartments, improvements were confirmed.

Not only reduction in wear but also a decrease in specific power consumption were noted. Grooved liners can also be manufactured as classifying liners. According to the manufacturer, the VOEST-Alpine Corp. the expedient method of grinding motion along grooved liners improves the economics of the mills by reducing the power requirements by about 20 %, and improving the production rate by about 10 %.

The specific motion of the grinding media on grooved liner plates allows the implementation of chromium alloys having the highest wear resistance. In addition, such alloys are further surface hardened by the peening effect during the grinding process.

The grooved profile supports the normal behavior of the grinding media to form the tightest packing possible. In spite of the unavoidable wear in any grinding process, the liners retain the grooved profile over their total life-span.

The lower liner weight has the advantage of easier handling during their installation inside the mill, compared to normal liners with a raised profile. Grooved liners for the coarse grinding compartment weigh approx. 15 % less, and for the fine grinding compartment, designed as classifying liners, the weight of the plates is even 30 % less. Breakage of liners or bolts will not occur, due to the specific motion of the grinding media which is characteristic for grooved mill liners. Unproductive hammering of the media on bare liners is almost totally avoided.

According to the manufacturer, the consumption of grinding media is reduced by about 40 %, due to the hexagonal packing of the grinding balls (see Fig. 9.10.a). This tight packing, supported by the grooved liners, gives the mill feed less possibilities to move out from the mass of the grinding media, which in turn avoids direct contact of the grinding balls with the mill liners.

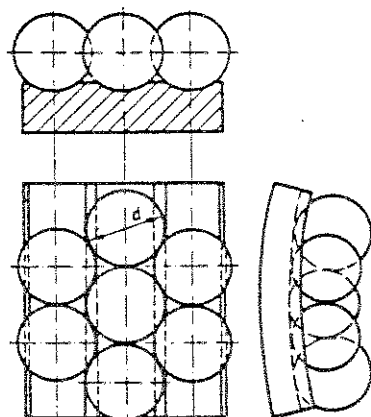


Fig. 9.10.a. Hexagonale Packung der Mahlkugeln entlang der Rillenpanzerung

Fig. 9.10.a. Hexagonal packing of the grinding balls along the grooved lining

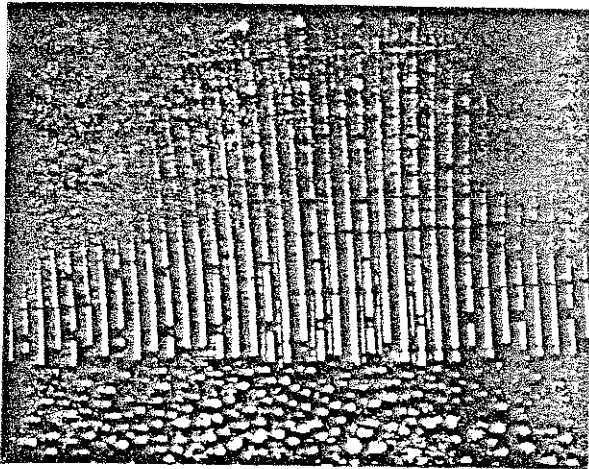


Fig. 9.10.b. Rillenpanzerung der Grobmahlkammer einer Zementmühle von 4.2 m Durchmesser

Fig. 9.10.b. Grooved lining of the coarse grinding compartment of a 4.2 m dia. of a finish mill

Fig. 9.10.b. zeigt die Rillenpanzerung der Grobmahlkammer einer Zementmühle von 4.2 m Durchmesser.

Fig. 9.10.c. zeigt eine Kugelmühle von 2.2 m Durchmesser während der Auslegung mit Rillen-Panzerplatten.

Fig. 9.10.b. und 9.10.c. sind von VOEST-Alpine AG, Linz, Österreich (VOEST-Alpine International Corp., Lincoln Building, 60 East 42nd Street, New York, N.Y. 10017).

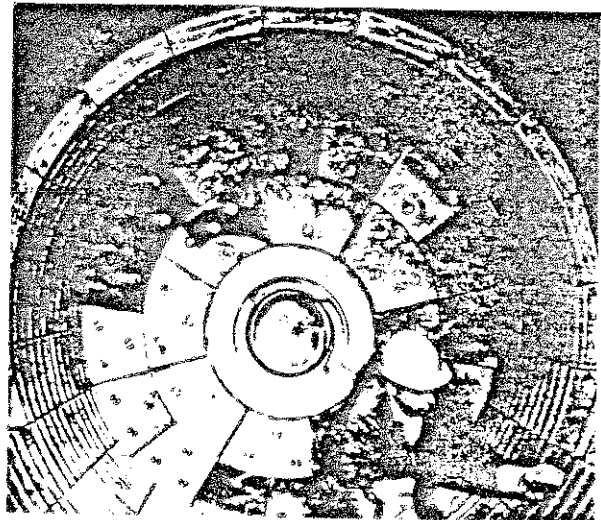


Fig. 9.10.c. Kugelmühle von 2.2 m Durchmesser während der Auslegung mit Rillen-Panzerplatten

Fig. 9.10.c. Ball mill of 2.2 m diameter during mounting of grooved lining plates

Fig. 9.10.b. shows the grooved lining of the coarse grinding compartment of a finish mill with a diameter of 4.2 m.

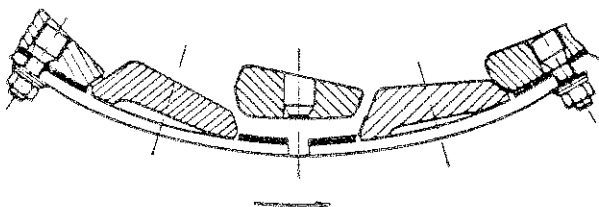
Fig. 9.10.c. shows a 2.2 m diameter ball mill during mounting of grooved lining plates.

Fig. 9.10.b. and 9.10.c. are from VOEST-Alpine Corp., Linz, Austria (VOEST-Alpine International Corp., Lincoln Building, 60 East 42nd Street, New York, N.Y. 10017).

9.7. Befestigung der Panzerplatten

Allgemein werden an Rohrmühlen verschraubte Panzerungen eingebaut, d.h. jede Panzerplatte ist mit einer oder zwei Schrauben (früher manchmal sogar mit vier Schrauben) an Mühlenmantel befestigt. Um die Festigkeit des Mühlenzylinders zu erhöhen und an Wartungskosten für die Verschraubung zu sparen, wurden die schraubenarme und in neuester Zeit die schraubenlose Panzerung entwickelt.

Fig. 9.11. stellt eine neuere Plattenkonstruktion dar, bei der nur jede zweite Platte verschraubt und die dazwischenliegende Platte durch Druck der beiden Nachbarplatten festgehalten wird. Dadurch wird die Hälfte der Schrauben eingespart.



9.7. Fastening of mill liners

Generally tube mills are supplied with bolted liners, i.e. each liner plate is fastened to the mill shell with one or two bolts and sometimes as many as four.

To increase the strength of the mill shell and simultaneously lower the maintenance costs of the bolted joints, two forms of lining construction have been developed: the lining using only a few bolts, and more recently, the boltless lining.

Fig. 9.11. shows a new mill liner design where only every other liner is bolted on and the intermediate liner is locked in by neighboring liners, reducing the number of bolts by half.

Fig. 9.11. Schraubensparende Mühlenpanzerung

Fig. 9.11. Bolt saving mill lining

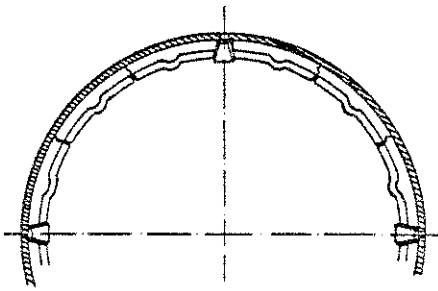


Fig. 9.12. Schraubensparende Mühlenpanzerung

Fig. 9.12. Bolt saving mill lining

Fig. 9.12. zeigt eine andere Möglichkeit der Schraubeneinsparung; hiernach werden am Kreisumfang nur vier Platten verschraubt. Dadurch wird eine noch größere Anzahl von Platten durch Verspannen festgehalten. Bei den immer größer werdenden Mühlen-durchmessern jedoch machen schraubenlose Panzerungen aus Sicherheitsgründen immer zwei bis vier verschraubte axiale Plattenreihen erforderlich.

Fig. 9.13. veranschaulicht eine Auskleidung des Mühlenrohres mit schraubenlosen Panzerplatten. Bei dieser Art der Panzerung muß sich der aus Einzelplatten bestehende Ring am inneren Mühlenumfang selbst halten. Die angrenzenden Flächen der einzelnen Platten müssen ausreichend hoch sein, um eine gute Verteilung zu garantieren. Das Mühlenrohr wird zunächst halb ausgelegt, die Endplatten werden dann verspannt, um nach Drehung der Mühle die andere Hälfte des Mühlenumfanges mit Panzerplatten auszukleiden [100].

9.8. Mühlenkammer-Trennwände

Spezielle Trennwände unterteilen in Verbundmühlen den Mühlenzylinder in mehrere Kammern; jede Mühlenkammer hat im Mahlprozeß eine bestimmte Aufgabe zu erfüllen.

Die Trennwände sollen den Durchgang von Mahlgut-Überkorn in die nächste Mahlkammer verhindern, da die Schlitzöffnungen nur vorgemahlenes Gut bestimmter Korngröße hindurchlassen. Die Konstruktion und Ausmaße der Kammer-Trennwände beeinflussen die Feinheit des Mahlgutes sowie die Mühlenleistung.

Die Trennwände werden als Einfach- und Doppelwände ausgeführt.

Die einfachen Trennwände lassen das vorgemahlene Mahlgut ohne besondere Klassierung hindurch. Das Mahlgut wird durch in die Mühle eintretendes

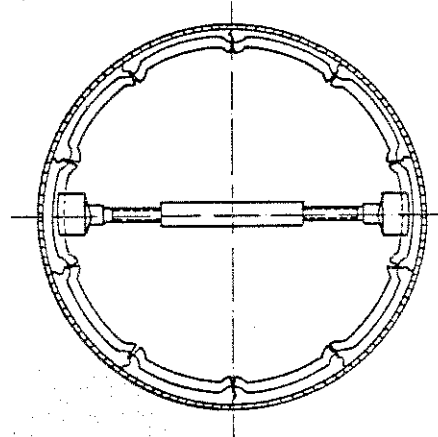


Fig. 9.13. Schraubenlose Mühlenpanzerung

Fig. 9.13. Boltless mill lining

Fig. 9.12. shows a possibility of additional saving. According to this, only four liners are bolted to the mill shell and a larger number of liners are locked in by the bolted liners. At the steady increase of mill diameters however, security reasons require that boltless linings be supplied with two to four axially bolted plate rows.

Fig. 9.13. shows a mill shell with boltless lining. For this design the liner ring inside the mill must be self supporting. The liners must be thick enough to provide for wedge shaping.

First the lower half of the mill tube is lined and the endliners braced with jacks; the mill is then rotated to facilitate lining of the other half of the mill [100].

9.8. Mill partitions

Special partitions divide the cylinders of compound mills into several compartments; during grinding each compartment has to accomplish a specific function.

The partitions or diaphragms are designed to prevent passing of oversize particles to the next mill compartment. The slots in the partitions allow only preground material of a certain particle size to pass. The design and dimensions of the partitions influence the fineness of the ground material as well as the mill performance.

Mill partitions are designed as single or double wall partitions.

Single wall partitions allow preground material to pass without special classification. The material being ground is pushed towards the partition by new feed

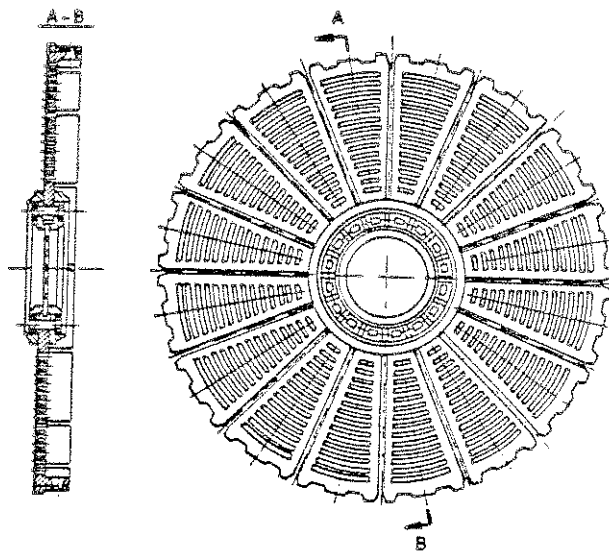


Fig. 9.14. Mühltrennwand — einfache Ausführung

Fig. 9.14. Mill partition — single wall

Frishgut gegen die Trennwand gedrückt und gerät durch die Schlitzte in die nächste Mahlkammer. Die Öffnungen im Zentrum der Trennwände dienen zur Entlüftung der Mühle (siehe Fig. 9.14).

Fig. 9.14. zeigt eine aus 16 Kreisausschnitten bestehende einfache Trennwand einer Mühle der Größe 2.2×13 m (Sowjetische UZTM-Mühle).

Doppeltrennwände werden meist zwischen der ersten und der zweiten Mahlkammer eingebaut. In Fig. 9.15. ist eine Doppeltrennwand (Christian Pfeiffer, Beckum) dargestellt. Die Trennwand besteht aus zwei Stirnwänden 1 und 2, die durch mehrteilige, unabhängig voneinander befestigte Beplattungen, bei denen die besonderen Verschleißzonen berücksichtigt werden, geschützt sind. Auch brauchen beim Beplattungswechsel die Mantelplatten am Mühlenrohr nicht entfernt zu werden. Das in der ersten Mahlkammer zerkleinerte Material gerät durch die Schlitzte der Eintrittsbeplattung 1 in das gekrümmte Hub-

entering the mill; after passing through the slots, the material enters the next mill compartment. The openings in the center of the partitions are for mill ventilation (see Fig. 9.14).

Fig. 9.14 shows a single wall partition consisting of 16 sectors of a mill 2.2 m dia $\times$ 13 m long (USSR-UZTM-mill).

Double wall partitions are usually installed between the first and the second mill compartments. Fig. 9.15. shows a double wall partition (Christian Pfeiffer Co., Beckum, W. Germany). The partition consists of two front walls 1 and 2, which are fastened independently of each other by multisectional platings, thus taking into consideration and protecting special wear zones. Also when changing the plates, it is not necessary to remove the liner plates from the mill cylinder. The material comminuted in the first compartment comes through the slots of the entrance plates 1 into the curved cascader 3. There, the ground material is lifted

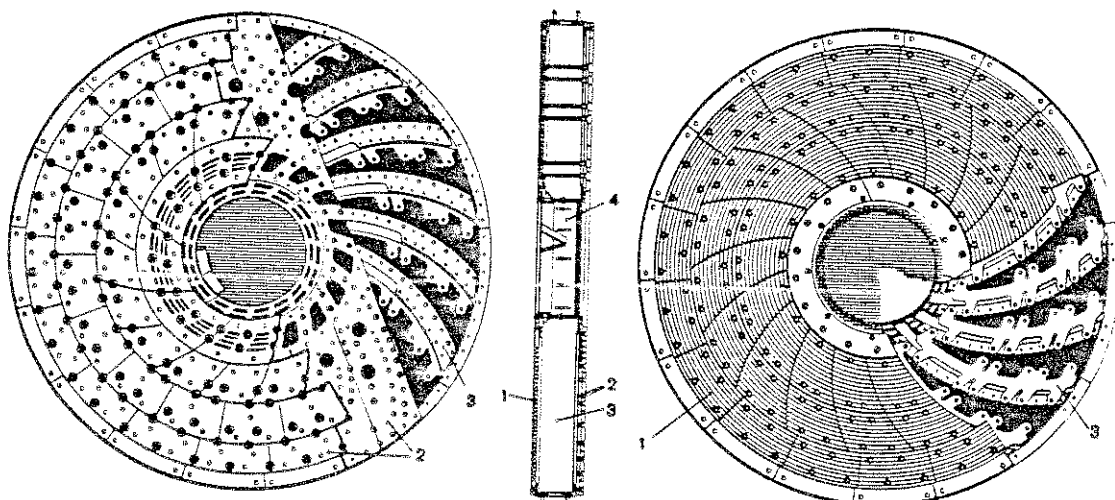


Fig. 9.15. Mühlen-Doppeltrennwand

Fig. 9.15. Mill partition-double wall

schaufelwerk 3. Dort wird das Mahlgut angehoben und gegen ein axial verstellbares Rohr 4 geleitet. Je nach Stellung dieses zentralen Rohres wird der Mahlguttransport aus dem Hubschaufelwerk so gedrosselt, daß sich der Mahlguteintritt in die Trennwand kontrolliert verzögert. Dadurch wird der Mahlgutspiegel innerhalb der Mahlkörperschüttung vor der Trennwand angestaut und für eine intensive Zerkleinerung ausgenutzt. Die leicht zugängliche und schnelle Einstellung des Rohres erfolgt je nach den als optimal erkannten betrieblichen Anforderungen und wird in der Regel langfristig beibehalten.

Die Trennwände bestehen aus einzelnen Teilen, die durch die Mannlöcher in die Mühle eingeführt werden können. Die Schlitz zum Passieren des Mahlgutes sind entweder kreisförmig oder radial angeordnet. Die Schlitz an der Austrittseite sind 1.5 bis 2 mal breiter als an der Eintrittseite. Diese Formgebung verhindert ein eventuelles Verstopfen der Schlitz mit Mahlgut (siehe Fig. 9.16.).

and led against an axially adjustable pipe 4. According to the position of this central pipe, the transportation of the ground material from the cascader is throttled in such a way that the entrance of the ground material into the partition wall is controllably delayed. In this way the level of the ground material dams up within the level of the grinding media in front of the partition wall and undergoes in this way an intensive size reduction. The easy access to and fast adjustment of the pipe follows the detection of the optimum operational requirements and is, as a rule, retained for a longer period of time.

The mill partitions are sectioned so they can pass through the manholes of the mill. The slots of the partitions are either radial or circular. On the exit side of the wall the slots are 1.5 to 2 times wider than on the material entrance side. Such shaping prevents a possible blocking of the slots with mill feed (see Fig. 9.16.).

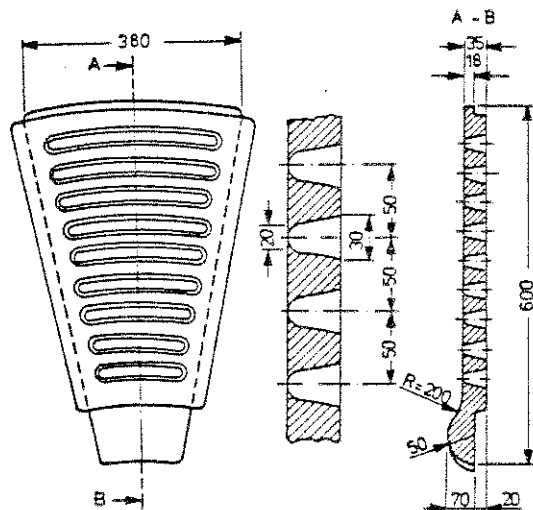


Fig. 9.16. Mühltrennwand-Schlitzöffnungen

Fig. 9.16. Mill partition slots

9.9. Aktive Oberflächen von Trennwänden

Einen entscheidenden Einfluß auf die Mühlenleistung hat das Verhältnis der Oberfläche der Schlitzdurchlässe zur Gesamtoberfläche der Trennwand. Die Breite der Schlitzöffnungen hängt von der Länge der einzelnen Mahlkammern, vom Mahlgut und von der Größe der Mahlkörper ab. Die Summe der Schlitzöffnungen ist die sogenannte aktive Oberfläche der Trennwand und wird in Prozent ausgedrückt. Die Größe der aktiven Oberfläche sowie die Breite der Schlitz schwanken in Grenzen die in Tabelle 9.9.1. angeführt sind.

9.9. Active surfaces of mill diaphragms

The ratio of the total slot surface to the total surface of the partition has a significant influence on the performance of the mill. The width of the slots depends on the length of the particular mill compartments, on the quality of the mill feed and upon the size of the grinding media. The total slots opening is the so-called active surface of the mill partition and is expressed in percent. The magnitude of the active surface and the width of the slots varies within the limits shown in table 9.9.1.

9.9. Aktive Oberflächen von Trennwänden

9.9. Active surfaces of mill diaphragms

Die aktive Oberfläche der Trennwände vergrößert sich mit der Zeit, da die Eintrittsöffnungen der Schlitzte sich durch Abrieb erweitern.

The active surface of the partitions increases with time; abrasion causes widening of the entrance opening of the slots.

In der Sowjetunion wird für Mühltrennwände und Mühlenpanzerplatten Gußstahl der Marke 70 Chl der folgenden chemischen Zusammensetzung verwendet:

In the Soviet Union mill partitions and mill liners are made of cast steel (brand 70 Chl), having the following chemical composition:

Kohlenstoff	0.65—0.75 %	carbon
Mangan	0.55—0.85 %	manganese
Silizium	0.25—0.45 %	silicon
Chrom	0.80—1.10 %	chromium
Nickel	1.00 %	nickel
Schwefel	0.04 %	sulfur
Phosphor	0.05 %	phosphorus

Außer den oben beschriebenen Doppeltrennwänden mit einer zentralen Drosselvorrichtung für das Mahlgut werden auch Doppeltrennwände mit einer zentralen Austragsvorrichtung entweder als offener Kegelschleppmantel oder mit abgewinkelten Blechen an den Hubschaufeln verwendet. Bei Naßmühlen findet ein geschlossener, zentraler Ablenkkegel Verwendung (siehe Fig. 9.17. Christian Pfeiffer, Beckum). Daneben gibt es doppelte Trennwände mit beiderseits angeordneten Schlitzplatten für einen peripheren Austrag des Mahlgutes durch im Mühlenrohr befindliche Austragsöffnungen. Schließlich gibt es Mühltrennwände, die eine zum Zwecke der Mahltrocknung vorgeschaltete, nur mit Elevatorblechen ausgerüstete Trockenkammer gegen die mit Mahlkörpern gefüllte Mahlkammer abgrenzen.

In addition to the above described double wall partitions with a central throttling arrangement for the ground material, also double wall partitions are in use with a central discharge arrangement, either as an open truncated cone shell or with angled sheet steel mounted on the scoops. At wet grinding mills a closed, centrally located deflection cone is used (see Fig. 9.17. Christian Pfeiffer Co., Beckum, W. Germany). Besides, there are double partition walls with double sided slot plates for a peripheral discharge of the ground material through discharge openings located in the mill shell. Finally, there are mill partition walls which divide the drying compartment equipped with sectional lifters from the grinding compartment filled with grinding media.

Aktive Oberflächen und Schlitzbreiten von Trennwänden [101].

Active surfaces and slot widths of mill diaphragms [101].

Tabelle 9.9.1.

Table 9.9.1.

Mühlen-Typ Type of mill	Trennwände — Partitions					
	I		II		III	
	Aktive Oberfl. Active surface %	Schlitzbreite Width of slot mm	Aktive Oberfl. Active surface %	Schlitzbreite Width of slot mm	Aktive Oberfl. Active surface %	Schlitzbreite Width of slot mm
1. Zementmühlen — Finish mills						
4-Kammer Mühlen 4-Compartment mills	8—14	10—20	3—10	6—10	3—7	6—8
3-Kammer Mühlen 3-Compartment mills	8—14	10—20	3—8	6—8	—	—
2. Rohmühlen — Raw mills						
4-Kammer-Mühlen 4-Compartment mills	8—20	10—25	3—5	6—8	3—5	6—8
3-Kammer Mühlen 3-Compartment mills	8—20	10—25	3—5	6—8	—	—
3. Kohlemühlen — Coal mills						
2-Kammer Mühlen 2-Compartment mills	6	5—8	—	—	—	—

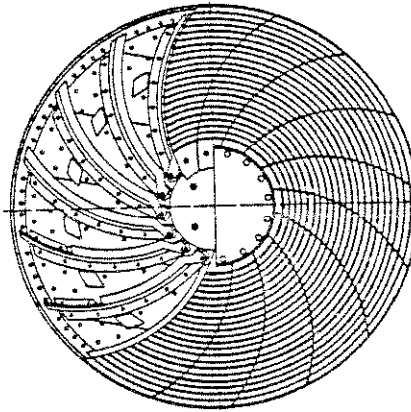


Fig. 9.17. Partition in wet grinding mill

9.10. Damming rings

Where necessary, grinding compartments of multi-compartment mills are also equipped with one or two additional partitions, called dams or damming rings. The function of the dams is to impede the material flow in the mill. This prolongs the residence time of the material in the mill and results in better fine grinding.

The damming rings consist of circular ring sectors (see Fig. 9.18,) manufactured from the same material as the mill partition walls. The height of the damming rings is $\frac{4}{10}$ of the inside radius of the mill. The active surface of the damming ring amounts to approximately 30 % of its total surface.

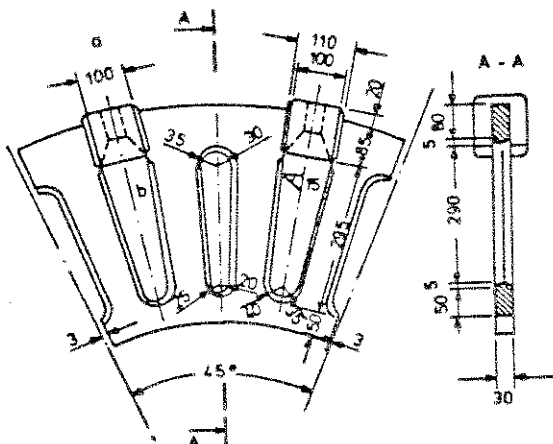


Fig. 9.18. Mill damming ring

9.12. Inbetriebnahme neuer Rohrmühlen

9.12. Starting of new installed tube mills

9.11. Mahlgut-Verweilzeit in Rohrmühlen

Tabelle 9.11.1. enthält Verweilzeiten von Mahlgut in Rohrmühlen verschiedener Größe, Kammeranzahl und Umlaufmenge. Die Verweilzeiten stellen Resultate von Messungen dar, die mit Fluorescein als Markierungsfarbstoff zwecks Beobachtung der Materialwanderung, durchgeführt wurden [102].

9.11 Retention time in tube mills

Table 9.11.1. contains retention times of mill feed in tube mills of different sizes, compartments, and circulating loads. The retention times represent results of tests performed with fluorescein to trace the material through the mill [102].

Tabelle 9.11.1.

Table 9.11.1.

Mühlen-Hersteller Mill manufacturer	Größe Size m	Anzahl der Kammern N° of compts.	% Umlauf- menge % Circul. load	Mahlgut-Verweilzeit Minuten Mill retention time minutes
Allis-Chalmers	3.6 × 10.9	2	355	6.0
Fuller-Traylor	3.6 × 12.7	2	573	5.0
Polysius	2.1 × 12.7	3	Offener Kreislauf Open circuit	17.0
F. L. Smidth	2.9 × 10.3	2	206	6.5
Fuller-Traylor	3.6 × 12.1	2	566	3.0
Allis-Chalmers	2.4 × 9.7	3	685	7.0
Fuller-Traylor	2.4 × 9.4	3	530	5.0
Allis-Chalmers	3.3 × 4.8	1	785	1.0
Fuller-Traylor	3.0 × 9.7	2	378	3.0
Allis-Chalmers	4.2 × 4.8	1	1000	3.5
F. L. Smidth	2.6 × 12.0	3	862	8.0
F. L. Smidth	3.3 × 10.3	2	448	5.5
Nordberg	3.3 × 10.3	2	325	7.0
Nordberg	4.2 × 12.4	2	390	6.0
Allis-Chalmers	3.0 × 4.8	1	363	5.0
SKET/ZAB, Dessau	4.0 × 7.0	1	230	6.0

9.12. Inbetriebnahme neuer Rohrmühlen

Mühlenerzeuger empfehlen neue Mühlen 48 Stunden lang ohne Mahlkörperladung zu betreiben, um sich zu vergewissern, daß die Mühlenhalslager zufriedenstellend arbeiten und fähig sind, mehr Last aufzunehmen. Hierauf soll die Mühle 150 Stunden lang mit 50 % Mahlkörperladung und weitere 150 Stunden mit 80 % Mahlkörperladung betrieben werden, um dann die Mühle schließlich voll zu beladen. Um unnötigen Verschleiß von Mahlkörpern und Panzerplatten zu vermeiden, soll eine Kugelmühle niemals ohne Mahlgut gefahren werden.

Richtige Dosierung des Mahlgutes ist eine Voraussetzung für einen erfolgreichen Mühlenbetrieb. Die Qualität des Fertiggutes ermöglicht eine schnelle Beurteilung der richtigen Dosierung. Aber auch das Mühlengeräusch erlaubt eine Beurteilung des richtigen Mahlvorganges. Enthält die Mühle nur wenig Mahlgut, so ist ein metallischer Schall eindeutig wahrnehmbar, der darauf hinweist, daß die Mahlkörper auf die blanke Mühlenpanzerung fallen. Befindet sich in der Mühle zu viel Mahlgut, dann ist der metallische Schall entweder gar nicht oder nur teilweise wahrnehmbar, abhängig von der Menge des Mahlgutes. Bei richtiger Dosierung des Mahlgutes emittiert die Mühle einen Schall, der zwischen den beiden Extremen liegt [103].

9.12. Starting of new installed tube mills

Manufacturers recommend operating a tube mill without load of grinding media for a 48 hour period to make sure the trunnion bearings are operating satisfactorily and capable of taking a heavier load. The mill is then run 150 hours with 50 % ball charge and another 150 hours with 80 % grinding ball charge before being run at full load.

A ball mill should not be operated without feed for any length of time as this causes unnecessary wear of the grinding media and liner.

For successful operation of a mill, it is necessary that the feed be properly regulated. This can be easily judged by the quality of the finished material and by the sound of the mill. A mill running empty has a decidedly metallic ring, indicating that grinding media are falling on the clean metallic surface of the liners. If the mill is overfed, there is a partial or entire absence of metallic ring, depending on the amount of feeding. With proper feed rate, a sound between these two extremes is obtained [103].

10. Zementvermahlung

Die Mahlung des Klinkers zu Zement ist eine der grundlegenden und zugleich letzten technologischen Operationen im Prozeß der Zementerzeugung. Die Art der Ausführung ist für die Qualität des Zementes entscheidend.

Es kommt nicht so sehr darauf an, durch den Mahlprozeß Zement mit großer innerer Oberfläche zu erzeugen, sondern das Mahlprodukt muß auch in bezug auf seinen Kornaufbau bestimmten Gesetzen gehorchen, um beste Voraussetzungen für den nachfolgenden Erhärtungsvorgang zu schaffen.

Die Technologie der Zementvermahlung basiert auf folgenden Erkenntnissen:

Die Kornfraktion von 3–30 µm ist maßgebend für die Festigkeitsentwicklung eines Zementes. Die Kornfraktion kleiner als 3 µm trägt nur zur Anfangsfestigkeit bei; diese Kornfraktion hydratisiert schnell und liefert nach einem Tag die höchste Biegezug- und Druckfestigkeit. Die Fraktion über 60 µm hydratisiert sehr langsam und spielt bei der Festigung des Zementes nur eine untergeordnete Rolle.

In Zementen soll die Kornfraktion 3–30 µm wie folgt vertreten sein:

in Massenzementen	etwa 40–50 %
in hochwertigen Zementen	etwa 55–65 %
in höchstwertigen Zementen	über 70 %

Die obigen Werte gelten nur als Anhaltzahlen, da neben dem Kornaufbau auch der Mineralbestand für den Festigkeitsverlauf maßgebend ist.

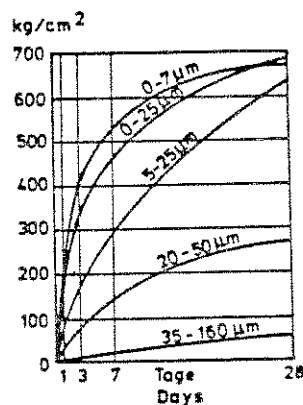


Fig. 10.1. zeigt den Druckfestigkeitsverlauf verschiedener Kornfraktionen desselben Zementes [104].

Höhere Mahlfeinheit (etwa 5000 cm²/g nach Blaine) beeinflusst die Festigkeitszunahme nicht mehr, im Gegenteil, diese bewirkt eine Abnahme der Festigkeit.

10. Finish grinding

The finish grinding process is one of the basic technical operations of cement production as well as the concluding process. The manner in which this operation is conducted, determines the quality of the cement.

It is useless to grind cement to a large specific surface, but the ground product must obey certain laws relative to particle size distribution in order to favor the ensuing hardening process.

The technology of finish grinding is based on the following observations:

The particle size fraction from 3 to 30 microns is conducive to the strength development of the cement. The particle size fraction below 3 microns contributes to the initial strength only. This particle fraction hydrates fast and after one day results in the highest compressive and flexural strengths. The fraction above 60 microns hydrates slowly and contribute little to the strength of the cement.

The particle fraction from 3 to 30 microns should be represented as follows:

in mass cements,	40–50 %
in high strength cements,	55–65 %
in super high strength cements, above	70 %.

The values shown above are only orientation figures; the development of strength is dependent upon the particle structure as well as the mineral composition of the cement.

Fig. 10.1. Druckfestigkeitsverlauf verschiedener Zementkornfraktionen

Fig. 10.1. Development of compressive strength for various cement particle fractions

Fig. 10.1. shows the development of compressive strength for various particle fractions of the same cement [104].

Higher particle fineness (approximately 5000 cm²/g Blaine) has no influence upon the development of strength. On the contrary, it lowers the strength.

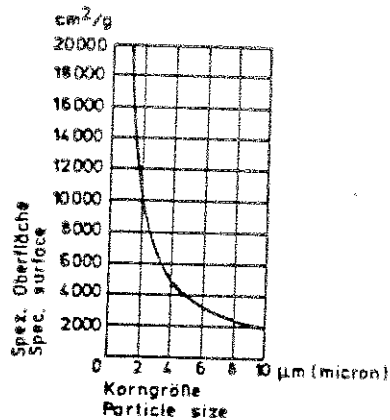


Fig. 10.2. Spezifische Oberfläche und Korngröße von Zement

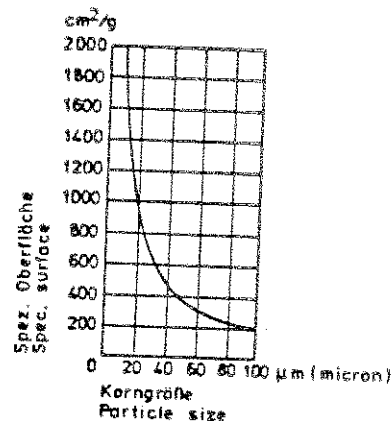


Fig. 10.2. Specific surface and particle size of cement

Aus den vorstehenden Schaubildern (Fig. 10.2) [105] kann man die spezifische Oberfläche in cm^2/g nach *Blaine* für Korngrößen von 0–100 μm für Zement mit einem spezifischen Gewicht von $3.1 \text{ g}/\text{cm}^3$ ablesen. Dies ist ein Hilfsmittel zur angenäherten Bestimmung der spezifischen Oberfläche wenn die Korngröße bekannt ist oder umgekehrt.

The curves shown above (Fig. 10.2.) [105] make it possible to read the specific *Blaine* surface (cm^2/g) for particle sizes from 0–100 microns; this is for a cement with a specific gravity of $3.1 \text{ grams}/\text{cm}^3$. These curves are an aid in determining the approximate specific surface of known particle sizes or vice versa.

Fig. 10.3. zeigt den Zusammenhang zwischen Siebrückstand (Sieb 0.09, DIN 4188, äquivalent etwa dem ASTM-Sieb 170) und spezifischer Oberfläche in cm^2/g von Portlandzement. Dies ist ein Hilfsmittel zur angenäherten Ablesung der spezifischen Oberfläche.

Fig. 10.3. shows the correlation between sieve residue (sieve 0.09 of German Standards DIN 4188, equal approx. to ASTM sieve N° 170), and specific surface (cm^2/g) of Portland cement. This is useful in determining the approximate specific surface of a known sieve

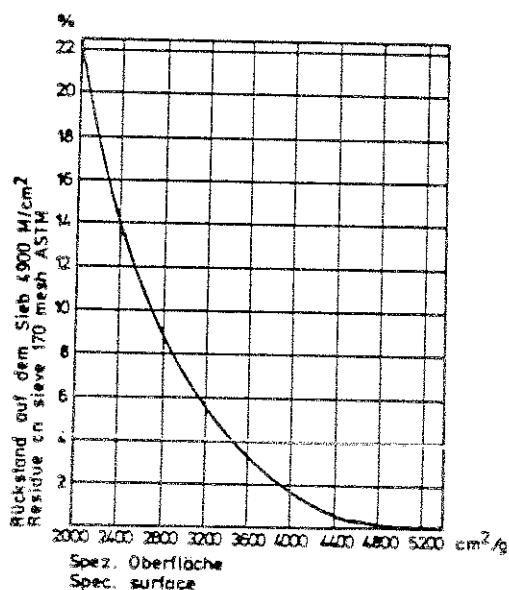
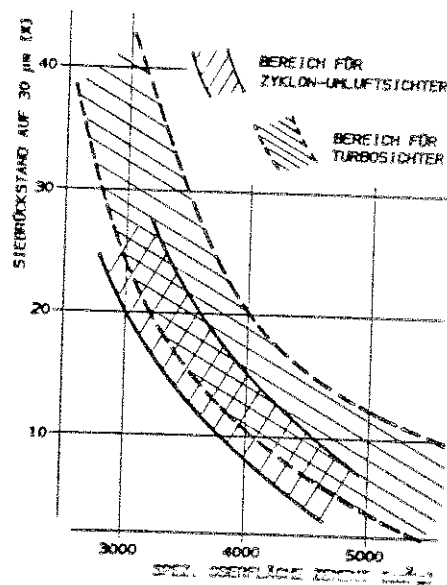


Fig. 10.3. Siebrückstand und spezifische Oberfläche von Zement

Fig. 10.3. Sieve residue and specific surface of cement



Siebrückstand auf 30 μm (%) = residue on the 30 micron sieve (%)
 Spez. Oberfläche Zement = specific surface cement
 Bereich für Zyklonunluftsichter = area for cyclone-separators
 Bereich für Turbosichter = area for turbo-separators

Fig. 10.3a. Zementfeinheit als Funktion des Rückstandes auf dem 30 μm (0.03 mm)-Sieb und der Blaine-Oberfläche

Fig. 10.3a. Relationship between the specific surface acc. to Blaine and the residue on the 30 micron sieve

wenn der Siebrückstand bekannt ist. Jedoch dient dieses Schaubild nur zur Orientierung, da Siebrückstand und Oberfläche für jedes Mahlgut und Mahlssystem verschieden sind [106].

Fig. 10.3.a. zeigt das Verhältnis zwischen spez. Oberfläche nach Blaine und dem Rückstand auf dem Sieb 0.03 mm von verschiedenen Sichtertypen. Das Feld zwischen den gestrichelten Kurven zeigt das Verhältnis bei Anlagen mit Turbowindsichtern unterschiedlichster Bauart, während das Feld zwischen den Volllinien die Situation bei Anlagen mit Zyklon-Umluft-sichtern beschreibt [107a].

10.1. Spezifische Oberfläche nach Wagner und Blaine

Im Zusammenhang mit der Bond'schen Formel wurde in Tabelle 6.4.1. das Verhältnis der Wagner- zur Blaine-Oberfläche angegeben. Um den Umrechnungsfaktor nachzuprüfen, wurde eine Reihe von Versuchsergebnissen im folgenden Diagramm zusammengestellt (siehe Fig. 10.4.)

Zwei Umrechnungsfaktoren sind in Gebrauch, der $\frac{5}{9}$ -Faktor und der $125 + 0.485$ Blaine-Faktor. Der Gebrauch des einen oder des anderen Umrechnungsfaktors ist nur ein Hilfsmittel zur *praktischen Ermittlung* des Oberflächenwertes; das Verhältnis schwankt mit der Art der geprüften Materialien [107].

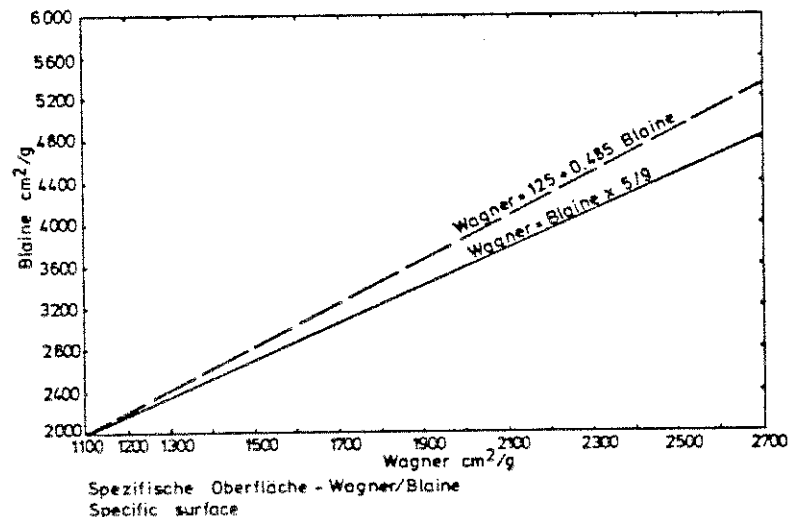


Fig. 10.4. Wagner-Blaine spezifische Oberfläche

Bemerkung zum Thema „Spezifische Oberfläche“.

In Amerika sind Feinheitsanforderungen für Portland-Zement als spezifische Oberfläche in cm^2/g gekennzeichnet. Die spezifische Oberfläche wird mit zwei verschiedenen Methoden gemessen, und zwar mit der Luftdurchlässigkeits- und mit der Turbidimeter-Methode.

residue. However, this curve is for orientation purposes only, since sieve residue and specific surface are different, depending on the material and grinding system [106].

Fig. 10.3.a. shows the relationship between the specific surface acc. to Blaine and the residue on the 30 Micron sieve of various types of separators. The area between the dotted curves shows the relationship in the case of various types of turbo separators, while the area between the solid lines shows the situation in the case of plants equipped with cyclone separators [107 a].

10.1. Wagner and Blaine specific surface

In connection with Bond's formula, the ratio of the Wagner-surface to the Blaine-surface was given on table 6.4.1. In order to check the conversion factor, a number of Blaine and Wagner laboratory results were plotted on Fig. 10.4.

Two conversion factors are in use: the $\frac{5}{9}$ -factor and the $125 + 0.485$ Blaine factor. Either conversion method is merely a *practical way* of obtaining the surface value; the ratio will vary somewhat for different materials [107].

Fig. 10.4. Specific surface Wagner versus Blaine

Remark to "Specific Surface".

Fineness requirements for Portland cement are stated in terms of specific surface in square centimeter per gram and measured by two alternate methods: air permeability and turbidity.

Die *Blaine* Luftdurchlässigkeits-Prüfmethode stützt sich auf die *D'Arcy-Kozeny* Beziehung, die besagt, daß der Durchfluß einer Flüssigkeit durch ein verdichtetes Pulverbett zur Oberfläche der Teilchen des Pulverbettes in einer bestimmten Beziehung steht.

Die Bestimmung der spezifischen Oberfläche durch Lichtabsorptionsmessung mit dem Turbidimeter nach *Wagner* basiert auf dem Stokes'schen Gesetz für Teilchen, die in einer Flüssigkeit suspendiert sind. Die Konzentration der Teilchen, die ein Maß ihrer Oberfläche ist, wird mit der Intensität bzw. Absorption eines Lichtstrahles gemessen, der die Teilchensuspension passiert [108, 109].

Obwohl die spezifischen Oberflächen nach *Blaine* und *Wagner* in cm^2/g bezeichnet werden, so ist doch zu beachten, daß beide Oberflächenwerte mit Hilfe verschiedener physikalischer Methoden erzielt werden; beide Werte sind daher miteinander nicht vergleichbar. Beide Oberflächenwerte sind mit der wahren spezifischen Oberfläche nicht identisch, aber trotzdem geben sie relativ brauchbare Werte im praktisch wichtigen Bereich der Zementfeinheit [110].

10.2. Mahlhilfen

Mahlhilfen sind Substanzen, die durch Eliminierung der Mahlkörperverpelzung oder durch Dispersion des Mahlgutes den Mahlprozeß in Kugel- und Rohrmühlen fördern. Zement-Mahlhilfsmittel dürfen die Eigenschaften des Zementes nicht schädlich beeinflussen.

Mahlhilfen können entweder fest oder flüssig zum Mahlgut zugegeben oder direkt in die Mühle dosiert werden.

Die Dosierung einer Flüssigkeit ist besser kontrollierbar als die Dosierung kleiner Mengen körnigen Materials. Mahlhilfen werden in Mengen von etwa 0.006 bis 0.08 % des Klinkergewichtes zugesetzt.

Die Mehrzahl der Mahlhilfen sind Substanzen, die von der Oberfläche der zermahlenen Teilchen stark adsorbiert werden und die Oberflächenenergien absättigen, so daß keine freien Energien übrigbleiben, um andere Teilchen anzuziehen und Agglomerate zu bilden [111].

Mahlhilfen verhindern die Verpelzung der Mahlkörper und erhöhen auf diese Weise die Mühlenleistung. Mahlhilfen reduzieren Energiekosten und machen sich so selbst bezahlt. Je nach der ermahlenen spezifischen Oberfläche werden Einsparungen von etwa 2.5 US-Cents/t Zement (etwa 0.06 DM/t) berichtet [112]. Durch Dispersion der Teilchen erhöhen Mahlhilfen auch die Leistung der Windsichter, da die kleineren Teilchen nicht durch die größeren Teilchen mitgenommen werden. Es werden daher mehr Teilchen als Endprodukt abgeführt, was eine Herabsetzung der Umlaufmenge nach sich zieht.

Mahlhilfen als solche haben keinen besonderen Einfluß auf die Zementfestigkeiten.

The *Blaine* air permeability test utilizes the *D'Arcy-Kozeny* relationship which states that the flow of a fluid through a packed bed of granular particles is related to the surface area of the particles in the bed.

The *Wagner* turbidimeter is based on Stokes law for particles settling in a fluid. The concentration of particles indicating the specific surface is measured by the intensity of a light beam passing through a suspension of the material [108, 109].

While both *Blaine* and *Wagner* fineness values are expressed as specific surface in square centimeters per gram, the values are obtained from entirely different relationships and are not comparable. Both surfaces are not identical with the true specific surface of the test substance, but each gives a usable relative value in the practically important range of cement fineness [110].

10.2. Grinding aids

Grinding aids are materials which facilitate grinding in ball or tube mills, by eliminating ball coating or by dispersing the ground material. When grinding cement, the additive must also have been shown not to be harmful to the finished cement.

Grinding aids may be added in solution, as solids to the mill feed or directly to the mill itself.

The addition of a fluid may be more readily controlled than the addition of a small amount of granular material. Grinding aids are metered in quantities from 0.006 to 0.08 % of the clinker weight.

The majority of grinding aids are substances which become strongly adsorbed by the ground particles, so that surface energy requirements are satisfied and no bonds remain to attract other particles and cause agglomeration [111].

Grinding aids prevent ball coating and consequently mill efficiency is increased. Grinding aids reduce power costs thus paying their way. Savings of 2.5 US-cents per ton of cement, depending upon the specific surface, are reported [112].

Grinding aids also increase the efficiency of air separators by dispersing the particles so that the smaller ones are not carried along by the larger. There is a decrease in volume of the circulating load as a result of more fines being released as finished product.

Grinding aids in themselves, do not have a major effect on strength.

Mahlhilfen setzen die Anfangsfestigkeiten des Zementes etwas herab; 28-Tage Festigkeiten sind jedoch nahezu normal [113].

Durch Absättigung der Oberflächenenergien verbessern Mahlhilfen die Fließbarkeit des Zementes; normalerweise verursachen Oberflächenenergien eine gegenseitige Anziehung der Teilchen. Die amerikanischen ASTM-Normen für Portland-Zement lassen den Gebrauch von zwei im Handel befindlichen Mahlhilfen zu; diese sind: „TDA“ und „109-B“ (siehe Tabelle 10.2.1.). Für Rohmehl ist eine Vielzahl von Mahlhilfen wie Kohle, Graphit, kolloidale Kohle, Koks [80], Kolophonium, Fischölstearat usw. anwendbar [115].

Schlammverdünnungsmittel haben auf den Naßmahlprozeß einen günstigen Einfluß; sie wirken entflokkend und sind oberflächenaktiv [116].

In Deutschland werden folgende Mahlhilfen für die Zementvermahlung verwendet:

Aminazetat

Aethylenglykol

Propylenglykol

Die Mahlung mit Propylenglykol erzeugt etwa 800 cm²/g Zement mehr Oberfläche im Vergleich zur Mahlung ohne Mahlhilfe bei gleichem Energieaufwand.

Die Kosten dieser Mahlhilfen betragen etwa 0.80–1.40 DM/kg. Der Zusatz beträgt etwa 1 kg/t Zement.

Although they may reduce early strengths, 28-days strengths are about normal [113].

By elimination of the surface energy forces which normally cause interparticle attraction, grinding aids improve cement flowability after grinding.

ASTM Standard Specifications for Portland Cement permit the use of two commercial grinding aids „TDA“ and „109 B“ (see table 10.2.1.).

For raw materials a wide variety of additives including coal, graphite, colloidal carbon, coke [80], colophonium, fish oil stearate, etc. may be used as grinding aids [115].

Slurry thinners have a beneficial effect on grinding in wet process raw mills; they have a deflocculating effect and are surface active [116].

In Germany, the following grinding aids are employed in the grinding of finished cements:

Amine acetate

Ethylene glycol

Propylene glycol.

Grinding with propylene glycol generates approximately 800 cm²/gram cement more surface than grinding without an aid, given the same energy consumption.

The cost of these grinding aids is about 0.25–0.40 U.S. Dollars/kg. The grinding aid is added to the cement in an amount of approximately 1 kg/t.

Tabelle 10.2.1.

Table 10.2.1.

Amerikanische Mahlhilfsmittel [117, 118] American grinding aids [117, 118]					
Handelsname	Chem. Zusammensetzung	Hersteller	Trade Name	Chem. Constituent	Manufacturer
ZEE-MILL	Entzuckertes Kalzium Lignin Sulfonat	Crown Zellerbach Corp.	ZEE-MILL	Desugared calcium lignin sulfonate	Crown-Zellerbach Corp., Camas, Wash.
Vinsol Resin Vinsol NVX	Kiefernharz	Hercules Powder Co. Wilmington, Del.	Vinsol Resin Vinsol NVX	Extract from southern pine wood	Hercules Powder Co. Wilmington, Del.
TDA	Triäthanolamin und Lignin-Sulfonsäure Calciumsalze	Dewey and Almy, Chem. Co.	TDA	Triethanolamine and calcium salts of lignin sulfonic acids	Dewey and Almy Chemical Comp.
Raylig	Sulfitablauge; trockener Rückstand	Rayonier Inc.	Raylig	Waste sulfite; solid liquor residue	Rayonier, Inc.
Cem-Beads	Rußschwarz	Columbian Carbon Company	Cem-Beads	Carbon black	Columbian Carbon Company
Tricalciumphosphat	Ca ₃ (PO ₄) ₂	Monsanto Chem. Comp.	Tricalciumphosphate	Ca ₃ (PO ₄) ₂	Monsanto Chemical Company
Red Oil	Gemisch verschiedener Fettsäuren	Monsanto Chem. Comp.	Red Oil	Mixture of fatty acids	Monsanto Chemical Company
„109-B“	2-Methyl, 2–4 Pentan Diol	Master Builders Comp.	„109-B“	2-methyl, 2–4 pentane diol	Master Builders Company

Es werden Durchsatzsteigerungen von etwa 10–30 % beim Mahlen von PZ 375 und von 25–50 % beim Mahlen von PZ 475 berichtet [118a].

10.3. Verpelzung von Mahlkörnern

Verpelzung von Mahlkörnern entsteht durch Wiederverfestigung fein gemahlener Materials an der Mahlkörperoberfläche; dies behindert den weiteren Zerkleinerungsvorgang. Mahlkörperverpelzung wird verursacht durch:

- A. Statische Elektrizität, d.h. feinste Materialteilchen werden in der Mühle mit statischer Elektrizität aufgeladen. Bei Vermahlung verschiedener Materialien wird ein Teil positiv und der andere Teil negativ aufgeladen. Die mit ungleicher Elektrizität geladenen Teilchen ziehen einander an und agglomerieren auf diese Weise [119].
- B. Oberflächen-Energien; die Wertigkeit von Atomen oder Atomgruppen an der Oberfläche fester Körper ist möglicherweise nicht vollständig abgesättigt; dadurch können an diesen Oberflächen nicht-homogene Felder entstehen [120].
- C. Adsorption; einzelne feste Teilchen adsorbieren an der Oberfläche eine Lufthülle; diese Umhüllung verhindert vermutlich die Vereinigung von Teilchen. Wird jedoch die Luftumhüllung durch irgend eine Ursache entfernt, dann vereinigen sich die festen Teilchen umso schneller.
- D. Mechanische Packung; nach dieser Theorie treffen die Mahlkörper mit solcher Wucht aufeinander, daß als Folge das Mahlgut an den rauen Mahlkörperoberflächen gerammt und festgestampft wird [121].

Die Verpelzung von Mahlkörnern läßt sich nicht mit nur einer Theorie erklären.

Faktoren die zur Mahlkörperverpelzung beitragen:

- a. Verpelzung nimmt mit steigender Temperatur zu.
- b. Gips zusammen mit Klinker vermahlen, neigt dazu, Mahlkörperverpelzung zu verhindern; dagegen fördert Vermahlung von entwässertem Gips mit Klinker die Verpelzung von Mahlkörnern.
- c. Abgelagerter Klinker zeigt höhere Neigung zur Mahlkörperverpelzung als frisch gebrannter Klinker. Im allgemeinen jedoch ist abgelagerter Klinker leichter mahlbar als frisch gebrannter Klinker und das infolge Löschung des freien Kalkes. Der Löschvorgang schwächt oder zerstört die Klinkerstruktur anscheinend deshalb, weil die Hydratisierung des Kalkes während der Lagerung eine Expansion verursacht. Es wurde frisch gebrannter und abgelagerter Klinker unter gleichen Bedingungen und mit der gleichen Zahl von Mühlenumdrehungen vermahlen. Vergleiche von Blaine-Zahlen zeigten, daß abgelagerter Klinker eine höhere spezifische Oberfläche hat. Der gelagerte Klinker hatte 4405 cm²/g, während frischer Klinker nur 3340 cm²/g aufwies [122].

The following increase in mill throughput was reported: 10–30 % when grinding Portland cement N° 375 (equal to compressive strength of 5321 psi after 28 days), and 25–50 % when grinding Portland cement N° 475 (equal to 6740 psi) [118a].

10.3. Coating of grinding media

Grinding ball coating which impairs further comminution is the accumulation of finely ground material on the surface of the grinding media.

Causes of ball coating are:

- A. Static electricity — Very fine particles in a mill become charged, and, if different materials are being ground, one part becomes positively charged and the other negatively. These opposite charges attract each other and the particles agglomerate [119].
- B. Surface energy forces — Atoms or groups of atoms on the surface of a solid may not be completely saturated as to their valencies and form non-homogeneous fields on their surface [120].
- C. Adsorption — Individual particles adsorb a surface film of air. Presumably this film tends to prevent the particles from combining. However, if this film is removed in some way, the particles may then be free to combine more readily.
- D. Mechanical impact — This theory states that the grinding balls strike each other with such impact that the particles of material are rammed together and tamped upon the uneven ball surface [121].

Generally, ball coating cannot be explained by a single theory.

Factors contributing to ball coating:

- a. Ball coating increases with elevated temperatures.
- b. When ground with clinker, gypsum has a tendency to prevent ball coating; however, dehydrated gypsum causes ball coating.
- c. Aged clinker has a higher tendency to cause ball coating than freshly burned clinker. But generally, aged clinker grinds more easily than freshly burned clinker because of the slaking of free lime. The slaking action tends to weaken or break down the structure of the clinker, apparently because of expansion of the lime as it hydrates during aging. Blaine readings on fresh and aged clinker showed that when ground for the same number of revolutions under the same conditions, aged clinker gave higher surface areas. The aged clinker had 4405 cm²/g, whereas the fresh clinker had 3340 cm²/g [122].

- d. Rauhe Mahlkugeloberflächen verursachen Verpelzung, während glatte Kugeloberflächen dies nicht tun.

- d. Rough surface balls accumulate coating while smooth surface balls do not.

10.4. Einfluß der chemischen und potentiellen Zusammensetzung auf die Mahlbarkeit

Portlandzement ist ein Konglomerat von während des Brennprozesses gebildeten Mineralien, die durch die flüssige Phase verfestigt sind (siehe Abschnitt 1.4., Komponenten des Portlandzements). Chemische Zusammensetzung und errechnete potentielle Verbindungen werden mit der in einem Mahlbarkeitsprüfer ermittelten Mahlbarkeit in Schaubildern gegeneinander aufgetragen. Die Mahlbarkeit ist ausgedrückt in Gramm pro Mühlenumdrehung von zerkleinertem Mahlgut, welches das 6400 Maschen-Sieb (Sieb Nr. 70 nach DIN 4188) passiert.

Mahlbarkeit und Silikatmodul $\frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3}$

Fig. 10.5. zeigt eine direkte Beziehung zwischen Mahlbarkeit und Silikatmodul; die Mahlbarkeit nimmt mit steigendem Silikatmodul ab.

Fig. 10.6. und 10.7. weisen darauf hin, daß die Mahlbarkeit sich direkt proportional zum Prozentgehalt sowohl von Al_2O_3 als auch von Fe_2O_3 verhält.

Fig. 10.8. zeigt den Zusammenhang zwischen spezifischem Gewicht von Klinker und dessen Mahlbarkeit. Aus dem Schaubild geht hervor, daß mit steigendem spezifischen Gewicht sich Klinker leichter mahlen läßt.

Fig. 10.9. veranschaulicht, daß mit steigendem spezifischen Gewicht von Zement-Rohstoffe, deren Mahlbarkeit sich verschlechtert [123].

Die folgenden Mahlbarkeiten Fig. 10.10., 10.11., 10.12. sind andersartig definiert; danach besagt der Mahlbarkeitskoeffizient, wieviel mal schneller das geprüfte Material sich mahlen läßt im Vergleich mit einer Normalsubstanz. Es wird bis zu einem Rückstand von 10 % auf dem 4900 Maschen-Sieb (DIN 1171) gemahlen.

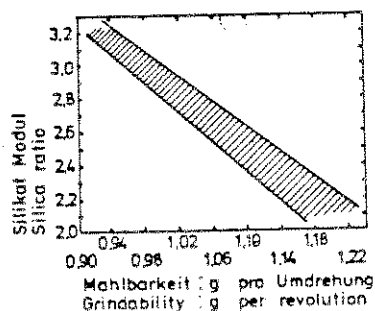


Fig. 10.5. Mahlbarkeit und Silikatmodul

Fig. 10.5. Grindability vs. silica ratio

10.4. Effects of chemical and potential compounds on grindability

Portland cement is a conglomerate of minerals generated during the burning process and solidified by the liquid phase (see chapter 1.4., Components of Portland cement). Chemical composition and calculated potential compounds have been plotted against grindability in a grindability test mill. The grindability is expressed in grams per mill revolution of the ground material, passing the 200 mesh sieve (ASTM).

Grindability vs. silica ratio $\frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3}$

Fig. 10.5. shows a direct relationship between grindability and silica ratios with grindability decreasing as silica ratios increase.

Fig. 10.6. and 10.7. indicate that grindability is directly proportional to the per cents of Al_2O_3 and Fe_2O_3 respectively.

Fig. 10.8. shows the specific gravity of clinker plotted against grindability. One concludes from the diagram that clinker becomes easier to grind as its specific gravity increases.

Fig. 10.9. shows that grindability of cement raw materials decreases with an increase in specific gravity [123].

The following grindabilities (Fig. 10.10., 10.11., 10.12.) are based on a definition which states that grindability is a coefficient indicating how many times faster the tested material is ground in comparison with a standard sample; grinding is performed up to 10 % residue on the 170 ASTM-sieve.

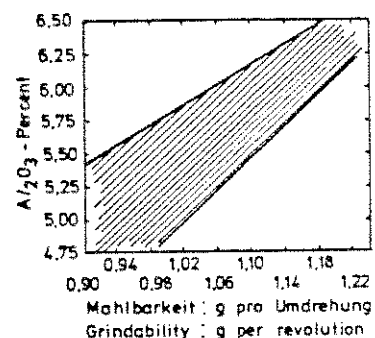


Fig. 10.6. Mahlbarkeit und Al_2O_3 -Gehalt

Fig. 10.6. Grindability vs. Al_2O_3 -content

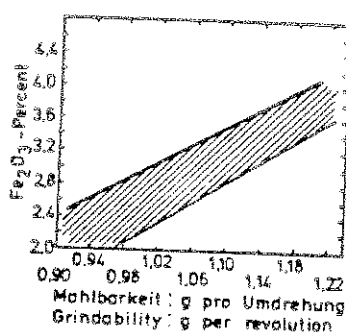
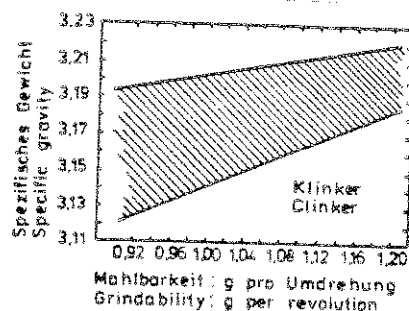
Fig. 10.7. Mahlbarkeit und Fe_2O_3 -GehaltFig. 10.7. Grindability vs. Fe_2O_3 -content

Fig. 10.8. Mahlbarkeit und spezifisches Gewicht von Klinker

Fig. 10.8. Grindability vs. specific gravity of clinker

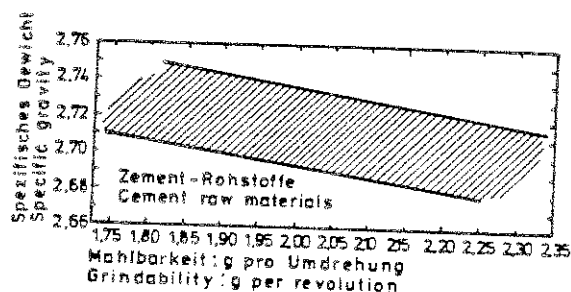


Fig. 10.9. Mahlbarkeit und spezifisches Gewicht von Zement-Rohstoffen

Fig. 10.9. Grindability vs. specific gravity of cement raw materials

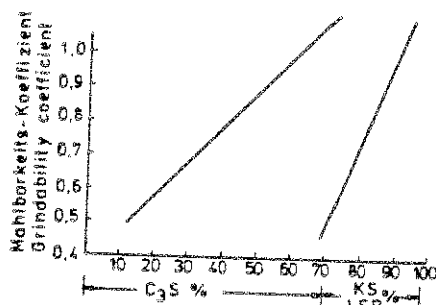
Fig. 10.10. Mahlbarkeit und C_3S -GehaltFig. 10.10. Grindability vs. C_3S -content

Fig. 10.10. zeigt den Zusammenhang zwischen dem Mahlbarkeitskoeffizienten und dem C_3S -Gehalt. Danach steigt die Mahlbarkeit geradlinig mit dem C_3S -Gehalt des Klinkers. Dieselbe Beziehung besteht zwischen dem Mahlbarkeitskoeffizienten und dem Kalksättigungsgrad (KS).

Hier ist der Kalksättigungsgrad als Kind-Modul (KM) angeführt; er hat die folgende Form:

$$\text{KM} = \frac{100 \text{ CaO} - (1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ F}_2\text{O}_3)}{2.8 \text{ SiO}_2};$$

je höher der KM, desto besser die Mahlbarkeit [124].

Fig. 10.11. zeigt die Mahlbarkeit in Abhängigkeit vom C_2S -Gehalt des Klinkers. Ein hoher C_2S -Gehalt verursacht erschwerte Mahlbarkeit; dies ist durch Verpelzung der Mahlkörper und Adsorption bedingt.

Fig. 10.12. zeigt den Zusammenhang zwischen der Mahlbarkeit des Klinkers und dessen Gehalt an Schmelzphase. Die Bildung von Klinkermineralien erfolgt teilweise in flüssiger Phase. Der Gehalt an flüssiger Phase beeinflusst die Dichte des Klinkers und dadurch auch dessen Mahlbarkeit. Je höher der Gehalt an Schmelzphase, desto schwerer läßt sich der Klinker vermahlen.

Fig. 10.10. shows the correlation between the grindability coefficient and the C_3S -content. According to the diagram the grindability increases linearly with increase of the C_3S -content of the clinker. The same applies to the lime saturation ratio (LSR), and clinker grindability shown in the diagram.

The lime saturation factor is expressed as the Kind-Modulus (KM)

$$\text{KM} = \frac{100 \text{ CaO} - (1.65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.35 \text{ F}_2\text{O}_3)}{2.8 \text{ SiO}_2};$$

the higher the KM, the better the grindability [124].

Fig. 10.11. shows the grindability versus the C_2S -content of the clinker; a high C_2S -content results in a lower grindability due mainly to coating of grinding media and adsorption.

Fig. 10.12. shows the grindability of clinker versus the amount of liquid phase in the clinker. Generation of clinker minerals occurs partially in the liquid phase. The amount of liquid phase influences the compactness of the clinker and thus its grindability. The more liquid phase, the lower the grindability of clinker.

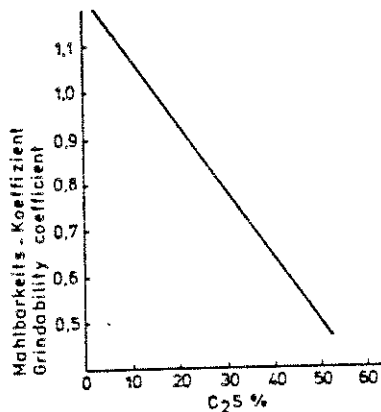
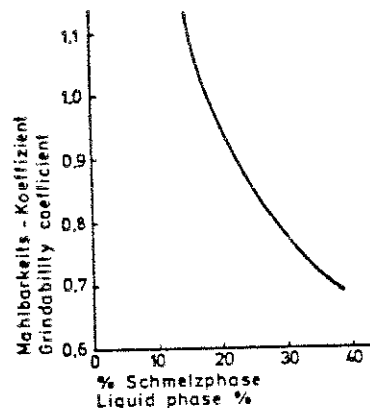
Fig. 10.11. Mahlbarkeit und C_2S -GehaltFig. 10.11. Grindability vs C_2S -content

Fig. 10.12. Mahlbarkeit und Gehalt an Schmelzphase

Fig. 10.12. Grindability vs. content of liquid phase

10.5. Einfluß der Feuchtigkeit auf den Mahlprozeß

Fig. 10.13. zeigt den Einfluß, den die Feuchtigkeit des Klinkers auf die spezifische Mahlleistung ausübt. Derselbe Klinker mit verschiedenem Feuchtigkeitsgehalt wurde auf derselben Mühle vermahlen.

Kennlinie I: Klinker mit 0.4 % Feuchtigkeit
Kennlinie II: Klinker mit 2.4 % Feuchtigkeit.

Aus dem Schaubild geht hervor, daß bei 10 % Rückstand auf dem 4900 Maschen-Sieb, der Klinker mit 2.4 % Feuchtigkeit etwa 8 kWh/t mehr Energie verbraucht als der Klinker mit 0.4 % Feuchtigkeit. Hierbei ist besonders zu beachten, daß der Mahlvorgang bei höherem Feuchtigkeitsgehalt des Mahlgutes auf der ganzen Dauer der Mahlarbeit nachteilig beeinflußt wird [125].

Durch Zufuhr von Heißgasen zur Mühle (Mahltrocknung) bzw. durch Vortrocknung der feuchten Materialien in integrierten Trocknungsaggregaten (Steigrohr Trockner) läßt sich die Erhöhung des spez. Arbeitsbedarfes vermeiden [48e].

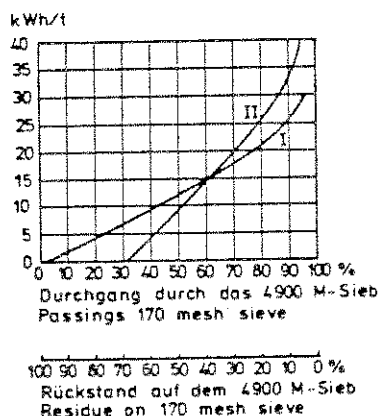


Fig. 10.13. Mahlbarkeit und Feuchtigkeit des Klinkers

Fig. 10.13. Grindability vs. moisture content of clinker

10.5. Effect of moisture on the grinding process

Fig. 10.13. shows how the moisture content of clinker influences grinding efficiency. To demonstrate this, the same clinker with different moisture contents was ground in the same mill.

Diagram I: clinker containing 0.4 % moisture

Diagram II: clinker containing 2.4 % moisture.

One can see that at 90 % passing through the 170 sieve the clinker with 2.4 % moisture consumed 8 kWh (10.7 HPh) more energy per metric ton than clinker with 0.4 % moisture. It is noteworthy that a higher moisture content of mill feed has a detrimental effect on the grinding process for the entire duration of grinding [125].

This higher spec. energy consumption can be avoided by passing hot gases through the mill (combined grinding/drying) or by pre-drying the moist material in integrated driers (flash driers) [48e].

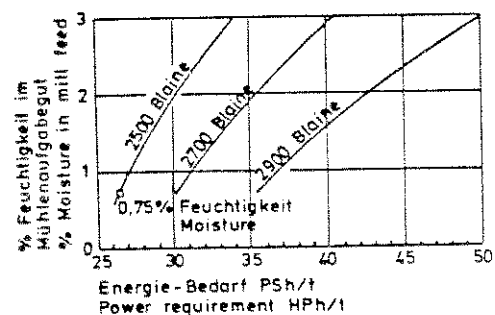


Fig. 10.14. Feuchtigkeit und Mahlenergieverbrauch

Fig. 10.14. Moisture content vs. grinding energy

Eine andere Untersuchung zeigt den Einfluß der Feuchtigkeit des Mahlgutes auf den Mahlenergieverbrauch bei Vermahlung zu verschiedenen Blainefinheiten. Das Ergebnis der Versuche zeigt das in Fig. 10.14. dargestellte Kurvenbild [126].

Die abgebildeten Kurven beziehen sich zwar nicht auf Zement oder Zementrohmehl, aber auf die in einer Einkammermühle (Ausmaße 4,25 m × 11,70 m, offener Kreislauf, Antrieb 4400 PS) praktisch durchgeführte Vermahlung von Eisenerz mit verschiedenem Feuchtigkeitsgehalt. Der Bond'sche Arbeitsindex für die Vermahlung dieses Erzes wurde zu 12,7 kWh/t (1 t = 907 kg) bestimmt. Danach benötigt z. B. eine Steigerung des Feuchtigkeitsgehaltes von 1 auf 2 % im Mühlenaufgabegut bei Vermahlung auf 2500 Blaine, einen Mehrverbrauch an Energie von 10 % oder 3 PSh/t Mahlgut. Bei Vermahlung auf 2900 Blaine beträgt der Mehrverbrauch an Energie bereits 15 % oder 6 PSh/t. Wird bei derselben Blainenzahl die Feuchtigkeit von 1 auf 3 % erhöht, so beträgt der Mehrbedarf an Mahlenergie 26 % oder 13 PSh/t.

Further examination shows the influence of the mill feed's moisture on the required grinding energy when grinding to different Blaine numbers. The results of the experiments are pictured by the graphs given in Fig. 10.14. [126].

Indeed, the given curves do not relate to cement or cement raw mix, but represent results of practical grinding of iron ore with different moisture contents in a one-compartment tube mill (size 4.25 × 11.7 m, open circuit, 4400 HP drive). Bond's work index for grinding of this ore was determined to 12.7 kWh/ton. According to this, an increase in moisture of the mill feed e.g. from 1 to 2 % when grinding to 2500 Blaine requires an additional grinding energy of 10 % or 3 HPh/t. When grinding to 2900 Blaine the additional energy consumption is already up to 15 % or 6 HPh/t. Going on with the same Blaine number and increasing the moisture from 1 to 3 %, the requirement for additional grinding energy becomes 26 % or 13 HPh/t.

10.6. Mahlung und Wärmeerzeugung

Der größte Teil der zugeführten Energie verwandelt sich bei allen Zerkleinerungsmaschinen und besonders auch bei der Kugelmühle in Wärme; die Erwärmung geht so weit, daß sich das Mahlgut weit über 100 °C erhitzen kann. Die Erwärmung des Mahlgutes ist bei der Trockenmahlung von Zementrohmehl ohne nachteilige Einwirkung. Auch die chemischen Eigenschaften des Klinkers werden bei diesen Temperaturen nicht beeinflusst. Jedoch können Zuschläge wie Rohgips, der dem Klinker bei der Vermahlung zugegeben wird, gegen diese Temperatur empfindlich sein. Die Entwässerung des Rohgipses beginnt bei einer Temperatur von 105 °C. Bei hohen Mahltemperaturen kommt es zu einer teilweisen Abspaltung des im Gips enthaltenen Kristallwassers, und der Gips verliert seine Eigenschaft als Abbindeverzögerer; ein solcher Zement wird zum sogenannten „Schnellbinder“, der mit Wasser angerührt sofort oder innerhalb weniger Minuten zu einer festen Masse erstarrt.

10.6. Grinding and generation of heat

All size reduction machines, especially ball mills, convert the majority of energy input into heat. The heating is such that the temperature of the mill feed increases to more than 100 °C. The heating of the mill feed during dry grinding of cement raw mix has no detrimental effects. Also at these temperatures the chemical properties of the clinker remain unchanged. However, admixtures such as raw gypsum added to the clinker during grinding, are sensitive to these temperatures. The dehydration of raw gypsum starts at a temperature of 105 °C. At high grinding temperatures a partial separation of the gypsum's water of crystallization occurs and the gypsum loses its property as a cement setting retarder; such a cement becomes a so-called *false set cement*, which, when mixed with water sets to a hardened mass immediately or within a few minutes.

Wärmebildung in Rohrmühlen

Für die Wärmebildung in Rohrmühlen und dem damit verbundenen Arbeitsverlust sei folgendes praktische Beispiel angeführt. Die eingesetzten Zahlen sind Durchschnittswerte, wie sie sich im Betrieb ergeben haben [127].

Größe der Mahltrommel	Ø 2,2 m × 12 m lang
Außenfläche der Mahltrommel	86 m ²
Leistungsbedarf der Mühle	450 kW
Durchsatzleistung	18,000 kg/h
Klinker Eintrittstemperatur	15 °C
Zement Austrittstemperatur	95 °C
Mittlere spez. Wärme des Zementes	0,185 kcal/kg °C
Temperatur der Mühlenwand	40 °C
Ausstrahlung der Mahltrommel	200 kcal/m ² ·h
Temperatur der Außenluft	15 °C

Heat generation in tube mills

In the following practical example, heat generation in tube mills and the resulting losses of efficiency are given. The figures used are average values which resulted from practical mill operations [127].

Mill size	2,2 m × 12 m
Mill surface	86 m ²
Mill energy requirement	600 HP
Mill throughput	18,000 kg/h
Clinker entering temp.	15 °C
Cement leaving temp.	95 °C
Av. spec. heat of cement	0,185 kcal/kg °C
Temp. of mill shell	40 °C
Radiation of mill shell	200 kcal/m ² ·h
Temp. of ambient air	15 °C

10. Zementvermahlung

Luftbedarf für Ventilation pro 1 kg Zement 0.35 m³
 Temperatur der Luft am Mühlenauslauf 45 °C
 Mittlere spez. Wärme der Luft 0.312 kcal/m³·°C
 1 kWh 860 kcal

Aus den obigen Werten errechnet sich die zerkleinerungstechnische Verlustarbeit und Wärmeentwicklung wie folgt:

1. Leistungsverlust durch Wärmeerzeugung bei der Vermahlung (im Mahlgut)

$$\frac{18,000 \times 0.185 \times (95 - 15)}{860} = 310 \text{ kWh}$$

2. Strahlungsverlust der Mahltrommel

$$\frac{86 \text{ m}^2 \times 200 \text{ kcal}}{860} = 20 \text{ kWh}$$

3. Leistungsverlust durch Erwärmung der Entstaubungsluft

$$\frac{18,000 \times 0.35 \times 0.312 (40 - 15)}{860} = 57 \text{ kWh}$$

4. Nicht erfaßbare Verluste durch Schallerzeugung und Vibration (nur zur Abrundung aufgeführt) =

Zusammen $\frac{3 \text{ kWh}}{390 \text{ kWh}}$

Daraus resultiert, daß

$$\frac{390 \times 100}{450} = 87 \%$$

des Leistungsbedarfs der Mühle in Wärme umgewandelt wurde.

10.7. Kühlung während der Zementvermahlung

Die gegenwärtig hohen Mahltemperaturen im Zusammenhang mit den gesteigerten Qualitätsansprüchen lassen eine Mahlung im offenen Kreislauf als nicht mehr ganz angebracht erscheinen. Zur Erzielung bester Ergebnisse soll die Kühlung im Mahlkreislauf erfolgen. Die Kühlung ist nur dann wirksam, wenn die Entwässerungstemperatur des Gipses nicht erreicht wird. Diese kritische Temperatur wird oft beim Mahlen im offenen Kreislauf erreicht. Mahlung im geschlossenen Kreislauf ermöglicht eine wirksamere Temperaturkontrolle, die sich auf den ganzen Kreislauf erstreckt.

Mehrere Kühlmethoden sind im Gebrauch:

10.7.1. Mühlenentlüftung

Unter normalen Bedingungen werden etwa rund 0.2 m³/min Außenluft pro Mühlen-kW bei Einkammer-

10. Finish grinding

Mill vent air per 1 kg of cement 0.35 m³
 Temp. of mill vent air 45 °C
 Av. spec. heat of air 0.312 kcal/m³·°C
 1 kWh 860 kcal

Based on the figures given above the reduction work loss and heat generation is calculated as follows:

1. Loss of efficiency by generating heat in the mill feed

2. Loss by radiation through mill shell

3. Losses by heating the mill vent air

4. Losses not recordable such as sound generation, and vibration (cited only to round off the balance)

Total $\frac{3 \text{ kWh}}{390 \text{ kWh}}$

The calculation shows that

of the power input was converted into heat.

10.7. Cooling procedures during finish grinding

With present day grinding temperatures and product specifications, open circuit grinding is not completely feasible. For best results, cooling must be done in the grinding mill circuit, often in the air separator. Cooling is effective only so long as temperatures do not reach the dehydration point of the gypsum. This critical temperature is very often attained in open circuit grinding. Closed circuit grinding provides better temperature control over the complete grinding circuit.

Several cooling concepts have been introduced:

10.7.1. Mill ventilation

Normally about 0.2 m³/min of air per mill kW is drawn through a single compartment mill, compared

10.7. Kühlung während der Zementvermahlung

mühlen hindurchgezogen; für Mehrkammermühlen beträgt diese Zahl etwa $0.12-0.4 \text{ m}^3/\text{min}$ pro Mühlen-kW [128].

Um wirksam zu kühlen, empfiehlt Lurje [129] für Mehrkammermühlen einen Luftaustausch von 300 m^3 pro Stunde pro Tonne Zement. Andere Empfehlungen nennen für eine intensive Mühlenlüftung Zahlen von 400 bis 1200 m^3 Luft pro Tonne Zement.

Zur Mühlenentlüftung kann auch das Mühlenvolumen als Basis dienen; diese Zahl beträgt 3 bis 4 mal Mühlenvolumen-Luftaustausch pro Minute. Die normale Staubkonzentration unter mittleren Entlüftungsbedingungen beträgt etwa 400 bis 800 g/m^3 [130].

Für Mühlen im offenen Kreislauf ist die Luftmenge vorgegeben durch die Luftgeschwindigkeit im freien Mühlenquerschnitt. Die Luftgeschwindigkeit sollte ca. 1.0 m/s nicht überschreiten.

10.7.2. Wasserkühlung des Mühlenmantels

Reicht die Mühlenentlüftung zur Temperatursenkung nicht aus, dann kann eine Wasserkühlung des Mühlenmantels wirksam sein. Entlang der Längsachse der Mühle wird eine Wasserberieselungsanlage installiert, die den Mühlenmantel mit Wasser besprüht. Diese Art der Mühlenkühlung senkt die Temperatur des Mühlenaustragsgutes um 30 bis 40°C .

10.7.3. Wasser-Einspritzung in die Mühle

Dieses Kühlsystem basiert auf der Einspritzung einer bestimmten Wassermenge in den wärmsten Teil der Zementmühle, wo es dann augenblicklich verdampft. Druckluft bringt das Wasser in die Mühle, wo es mit Hilfe einer einfachen Düse zerstäubt wird. Bei Zweikammermühlen ragt die Zerstäuberdüse üblicherweise in die zweite Mahlkammer hinein. Das entstehende Gemisch von Luft und Wasserdampf entweicht aus der Mühle und wird über einen Staubfilter ins Freie entladen. Entlüftungsrohre und Staubfilter sind isoliert, um Kondensation des Wasserdampfes zu vermeiden.

Bedingt durch die unter Punkt 10.7.1. gegebene geringe Belüftungsmenge bei Mühlen im offenen Kreislauf ($V_{\text{max}} = \text{ca. } 1.0 \text{ m/s}$) ist eine Wassereinspritzung in die 2. Mahlkammer für einen optimalen Betrieb notwendig.

Bei hohen Klinkertemperaturen ist eine Wassereinspritzung in beide Mahlkammern (bei 2-Kammer-Mühlen) möglich.

Fig. 10.15. zeigt eine schematische Darstellung der Kühlwasser-Einspritzung in eine Zementmühle (Fuller Co., Bulletin WS-1A).

10.7.4. Die folgenden Zahlenbeispiele zeigen die Wirksamkeit der Wassereinspritzkühlung in Zementmühlen.

10.7. Cooling procedures during finish grinding

to $0.12-0.4 \text{ m}^3/\text{min}$ per mill kW in a multicompartment mill [128].

For effective cooling Lurje [129] recommends for multicompartment mills an air exchange rate of 300 m^3 per ton of cement per hour. Other recommendations for intensive mill ventilation quote figures for vent air from 400 to 1200 m^3 per ton cement.

Arithmetically mill ventilation can also be expressed in mill volume; this figure amounts from 3 to 4 times mill volume air exchange per minute. Under usual conditions for mill ventilation, normal dust concentrations can vary from 400 to 800 g/m^3 [130].

For mills working in open-circuit systems the air volume is determined by the air velocity in the free cross section of the mill. The air velocity should not exceed approx. 1.0 m/s .

10.7.2. Water-cooling of the mill shell

If the mill ventilation is not sufficient to lower the grinding temperature, cooling of the mill shell can be of help. A water sprinkler system installed along the longitudinal mill axes, sprays water on the mill shell. This kind of mill cooling lowers the temperature of the mill discharge by 30 to 40°C .

10.7.3. Water injection into the mill

This cooling system is based on injection of a controlled amount of water into the hottest part of the finish mill where it is evaporated instantaneously. Water is carried into the mill by compressed air through a simple nozzle which breaks up the water into very small droplets. In two-compartment mills the atomizing nozzle usually extends into the second grinding compartment. The resulting mixture of air and water vapor is swept out of the mill, passed through a dust collector and discharged to the atmosphere. Ducts and dust collector are insulated to avoid condensation of water vapor.

Owing to the low mill ventilation rate mentioned in point 10.7.1. for mills working in open circuit ($V_{\text{max}} = \text{approx. } 1.0 \text{ m/s}$), it is necessary for cooling water to be injected into the 2nd grinding compartment, if the mill is to function under optimum conditions.

In the case of high clinker temperatures, water can be injected into both compartments (of 2-compartment-mills).

Fig. 10.15. shows a schematic presentation of injection of cooling water into a finish mill (Fuller Co., Bulletin WS-1A).

10.7.4. The following illustrative examples show the effectiveness of spray water cooling in finish mills.

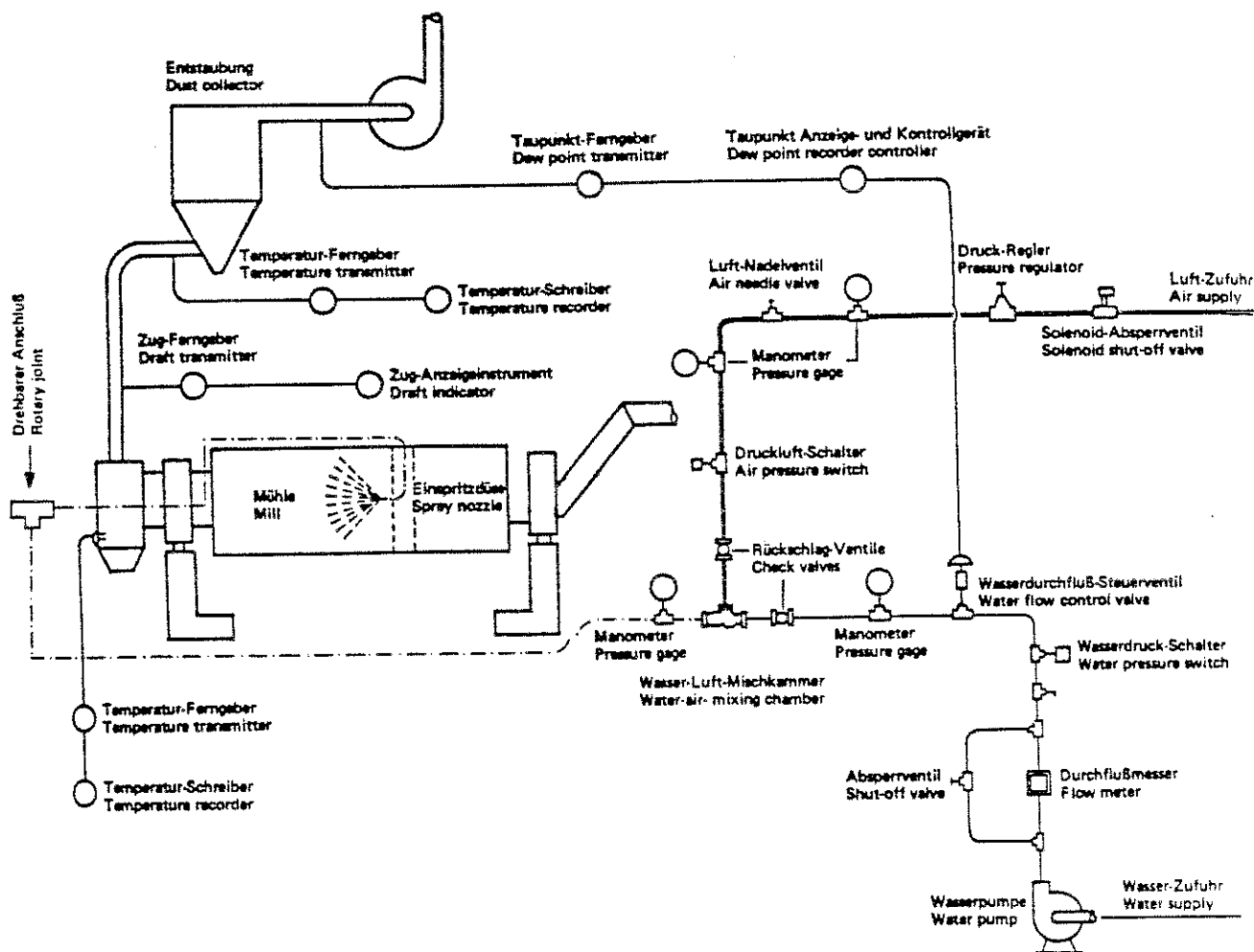


Fig. 10.15. Mühlenkühlung durch Wassereinspritzung

Fig. 10.15. Cooling by water-injection into the mill

Beispiel Nr. 1 (offener Kreislauf)

Example No 1 (open circuit)



Zementtemperatur ohne Kühlung	158 °C
Zementtemperatur mit Kühlung	103 °C
Temperatur-Differenz	55 grd.
Mühlenleistung pro Stunde	14,923 kg
Temperatur des Kühlwassers	11 °C
Wasservolumen pro Stunde	340.65 Liter
Wassergewicht pro Stunde	340.65 kg
Mühlengröße: Durchmesser	2.43 m
Länge	10.95 m

Vom Zement abzugebende Wärme:

$$Q_2 = \text{kg/h} \times \text{spez. Wärme} \times \text{Temp. Differenz} \\ = 14,923 \times 0.2 \times 55 = 164.153 \text{ kcal/h}$$

Cement temperature without spray	158 °C
Cement temperature with spray	103 °C
Temperature difference	55 deg.
Cement flow per h	14,923 kg
Temperature of spray water	11 °C
Water volume, per h	340.65 liter
Water weight, per h	340.65 kg
Mill size: diameter	2.43 m
length	10.95 m

Heat to be taken away from cement:

$$Q_C = \text{kg/h} \times \text{spec. heat} \times \text{temp. difference} \\ = 14,923 \times 0.2 \times 55 = 164.153 \text{ kcal/h}$$

10.7. Kühlung während der Zementvermahlung

10.7. Cooling procedures during finish grinding

Vom Wasser absorbierte Wärme:

$$Q_w = \text{kg/h} [(100 - \text{Wassertemp.}) + 0.85 \cdot (\text{latente Verdampfungswärme})]$$

$$Q_w = 340.65 [(100 - 11) + 0.85 (539)] = 186,335 \text{ kcal/h}$$

Aus diesem Beispiel geht hervor, daß die durch das Wasser aufgenommene Wärme größer ist als die vom Zement abgegebene Wärme; dies ist wahrscheinlich durch Ungenauigkeiten in den Temperatur- und Mengenmessungen des Wassers entstanden.

Heat absorbed by water:

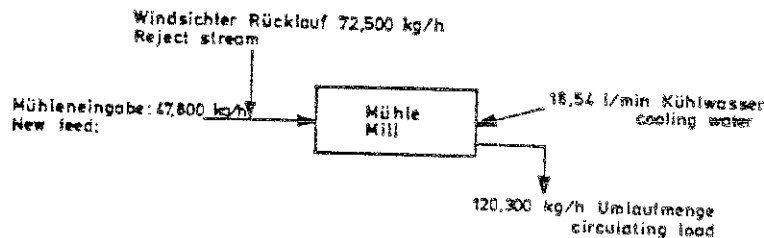
$$Q_w = \text{kg/h} [(100 - \text{water temp.}) + 0.85 \cdot (\text{latent heat of evaporation})]$$

$$Q_w = 340.65 [(100 - 11) + 0.85 (539)] = 186,335 \text{ kcal/h}$$

The heat absorbed by the water in this case is greater than the heat given up by the cement; inaccuracies in the measurement of water and temperatures could account for this condition.

Beispiel Nr. 2 (geschlossener Kreislauf)

Example No 2 (closed circuit)



Zementtemperatur ohne Kühlung	137 °C
Zementtemperatur mit Kühlung	112 °C
Temperatur-Differenz	25 deg.
Umlaufmenge pro Stunde	120,300 kg
Temperatur des Kühlwassers	19 °C
Kühlwassermenge pro Stunde	1112 kg
Mühlengröße: Durchmesser	3.34 m
Länge	9.12 m

Cement temp. without spray	137 °C
Cement temp. with spray	112 °C
Temperature difference	25 deg.
Circulating load per h	120,300 kg
Temp. of spray water	19 °C
Amount of water per h	1112 kg
Mill size: diameter	3.34 m
length	9.12 m

Vom Zement abzugebende Wärme:

$$Q_2 = 120,300 \times 0.2 \times 25 = 601,500 \text{ kcal/h}$$

Vom Wasser absorbierte Wärme:

$$Q_w = 1112 [(100 - 19) + 0.85 (539)] = 599,368 \text{ kcal/h}$$

Da die vom Zement abgegebene Wärmemenge größer ist als die vom Wasser aufgenommene, ist anzunehmen, daß die durch die Mühle durchziehende Luft einen Teil der Wärme abgeführt hat [131].

Die Firma F. L. Smidth verwendet ein Zement-Mühlengkühlsystem, bei dem die Wassereinspritzung in die erste Mahlkammer durch die Materialtemperatur in der Kammertrennwand geregelt wird, während die Wassereinspritzung in die zweite Mahlkammer durch die Temperatur des Zements beim Mühlenaustritt kontrolliert wird; siehe Kontrollschema Fig. 10.16.

Heat to be taken away from cement:

$$Q_c = 120,300 \times 0.2 \times 25 = 601,500 \text{ kcal/h}$$

Heat absorbed by water

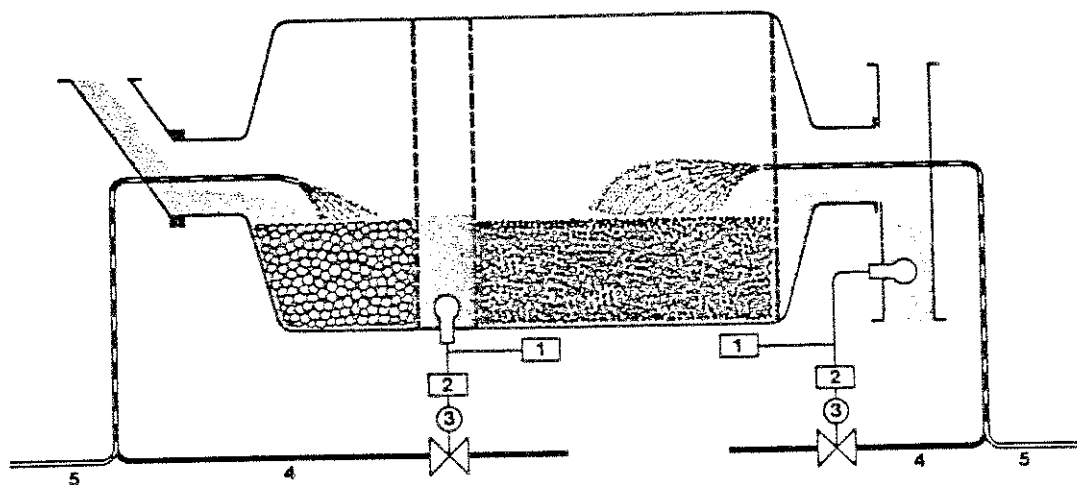
$$Q_w = 1112 [(100 - 19) + 0.85 (539)] = 599,368 \text{ kcal/h}$$

Since more heat is given up by the cement than is absorbed by the water, air circulation through the mill must have helped cool the cement down to discharge temperature [131].

The F. L. Smidth Co. applies a finish grinding mill cooling system in which the water injection into the first grinding compartment is controlled by the temperature of the material in the first diaphragm, while the water injection into the second compartment is controlled by the temperature of the ground material at the mill outlet; see control-scheme Fig. 10.16.

* In beiden Beispielen wird angenommen, daß nur etwa 85 % des Kühlwassers verdampfen [95, 131].

* In both examples it is assumed that only approximately 85 % of the injected water is evaporated [95, 131].



- 1 Temperaturanzeiger = Temperature indicator
 2 PI-Regler = PI-governor
 3 Motorgesteuertes Ventil = Motorized valve

Fig. 10.16. Mühlenkühlung durch Wassereinspritzung nach F. L. Smidth

- 4 Wasser = Water
 5 Luft = Air

Fig. 10.16. Cooling by water injection into the mill according to F. L. Smidth

Nachstehend sind zwei Wärmebilanzen für Mühlenkühlung nach dem F. L. Smidth-System aufgestellt [87c]; die erste Wärmebilanz bezieht sich auf eine Klinkeraufgabe mit niedriger Klinkertemperatur (50 °C), während die zweite Wärmebilanz sich auf Klinker mit hoher Eintrittstemperatur (150 °C) bezieht.

1. Wärmebilanz für Klinkeraufgabe bei niedriger Klinkertemperatur

Mühle, Durchlaufmahlung
 Leistung
 Kraftaufnahme, Mühle
 Kraftaufnahme, Motor

Ø 4.6 × 14 m
 150 t/h
 4416 kW = 6000 HP (metric)
 4650 kW

Angewandte Abkürzungen:

Klinkertemperatur
 Gipstemperatur
 Zementtemperatur
 Luftmenge
 Wassermenge
 Lufttemperatur
 Wassertemperatur

Mühleneroberfläche

T_K °C
 T_G °C
 T_C °C
 L kg/h
 W l/h
 T_L °C
 T_W °C

Mill, open circuit grinding
 Capacity
 Power input, mill
 Power input, motor

Symbols used:

Clinker temperature
 Gypsum temperature
 Cement temperature
 Amount of air
 Amount of water (liters)
 Temperature of air
 Temperature of water

Mill surface

$$2 \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \pi \times D \times L = 235 \text{ m}^2$$

Der Mühle zugeführte Wärme:

Mit dem Klinker
 Mit dem Gips
 Mit der Luft
 Mit dem Motor

$141,000 \times T_K \times 0.19 \text{ kcal/h}$
 $9,000 \times T_G \times 0.19 \text{ kcal/h}$
 $L \times T_L \times 0.24 \text{ kcal/h}$
 $4416 \times 860 \text{ kcal/h}$

Von der Mühle abgegebene Wärme:

Mit dem Zement
 Mit der Luft

$150,00 \times T_C \times 0.19 \text{ kcal/h}$
 $L \times T_C \times 0.24 \text{ kcal/h}$

Heat entering mill:

With clinker
 With gypsum
 With air
 With motor

Heat leaving mill:

With cement
 With air

Durch die Mühlenoberfläche
Mit dem Wasserdampf

$$235 \times 600 \text{ kcal/h} \quad \text{Through mill surface}$$

$$W(639 - T_w + 0.46(T_c - 100)) \text{ kcal/h} \quad \text{With water vapor}$$

Werden folgende Werte angewandt, so findet man:

Applying the following values will result in:

$$\begin{aligned} T_K &= 50^\circ\text{C} \\ T_G &= 25^\circ\text{C} \\ T_C &= 125^\circ\text{C} \\ T_L &= 25^\circ\text{C} \\ T_w &= 10^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Der Mühle zugeführte Wärme:

Mit dem Klinker	$141,000 \times 50 \times 0.19 = 1,339,500 \text{ kcal/h}$
Mit dem Gips	$9,000 \times 25 \times 0.19 = 42,750 \text{ kcal/h}$
Mit der Luft	$L \times 25 \times 0.24 = 6.0 \times L \text{ kcal/h}$
Mit dem Motor	$4416 \times 860 = 3,797,760 \text{ kcal/h}$
Insgesamt zugeführt	$5,180,010 + 6.0 \times L \text{ kcal/h}$

Heat entering the mill:

With clinker
With gypsum
With air
With motor
Total heat entered

Von der Mühle abgegebene Wärme:

Mit dem Zement	$150,000 \times 125 \times 0.19 = 3,562,500 \text{ kcal/h}$
Mit der Luft	$L \times 125 \times 0.24 = 30 \times L \text{ kcal/h}$
Durch die Mühlenoberfläche	$235 \times 600 = 141,000 \text{ kcal/h}$
Mit dem Wasserdampf	$W(639 - 10 + 0.46(125 - 100)) = 640.5 \times W \text{ kcal/h}$
Insgesamt abgegeben	$3,703,500 + 30.0 \times L + 640.5 \times W \text{ kcal/h}$

Heat leaving mill:

With cement
With air
Through mill surface
With water vapor
Total heat leaving

Aus der folgenden Bilanz ergibt sich, daß die zugeführte Wärmemenge der abgegebenen Wärmemenge gleich ist:

According to the following balance, the amount of heat entering the mill is equal to the heat amount leaving the mill:

$$\begin{aligned} 5,180,010 + 6.0 \times L &= 3,703,500 + 30.0 \times L + 640.5 \times W \\ 1,476,510 &= 24.0 \times L + 640.5 \times W \end{aligned}$$

In der Ventilationsluft aus der Mühle wird ein Taupunkt von $65-70^\circ\text{C}$ aufrecht erhalten. Dies entspricht 0.20 bis 0.28 kg Wasserdampf je kg Trockenluft. Bei 0.26 kg Wasserdampf je kg Trockenluft, einem Taupunkt von 68°C entsprechend, ergibt sich durch Bilanz:

In the ventilation air from the mill, a dewpoint between $65-70^\circ\text{C}$ is maintained, corresponding to 0.20–0.28 kg water vapor per kg of dry air. With 0.26 kg water vapor per kg of dry air, corresponding to a dewpoint of 68°C , the following balance results:

Durch Einsatz von $W = 0.26 \times L$ in die Wärmebilanz, ergibt sich:

Insertion of $W = 0.26 \times L$ in the heat balance, leads to the following result

$$1,476,510 = 24.0 \times L + 640.5 \times 0.26 \times L = 190.5 \times L$$

$$\text{Luftmenge } L = \frac{1,476,510}{190.5} = 7750 \text{ kg/h} = 52 \text{ kg/t} \frac{\text{Zement}}{\text{Cement}} \quad \text{Amount of air}$$

$$\text{Wassermenge } W = 0.26 \times 7750 = 2015 \text{ l/h} = 13 \text{ l/t} \frac{\text{Zement}}{\text{Cement}} \quad \text{Amount of water}$$

Mit der ermittelten Luftmenge und ohne Wassereinspritzung, würde die Zementtemperatur 168°C betragen.

With the determined air volume, and without water injection, the cement temperature would be 168°C .

2. Wärmebilanz für Klinkeraufgabe bei hoher Klinkertemperatur

2. Heat balance with high temperature clinker feed

Ausgangswerte sind:

Starting data are:

$$\begin{aligned} T_K &= 150^\circ\text{C} \\ T_G &= 25^\circ\text{C} \\ T_C &= 125^\circ\text{C} \\ T_L &= 25^\circ\text{C} \\ T_w &= 10^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Der Mühle zugeführte Wärme:

Mit dem Klinker

$$141,000 \times 150 \times 0.19 = 4,018,500 \text{ kcal/h}$$

Mit dem Gips

$$9,000 \times 25 \times 0.19 = 42,750 \text{ kcal/h}$$

Mit der Luft

$$L \times 25 \times 0.24 = 6.0 \times L \text{ kcal/h}$$

Mit dem Motor

$$4416 \times 860 = 3,797,760 \text{ kcal/h}$$

Insgesamt zugeführt

$$7,859,010 + 6.0 \times L \text{ kcal/h}$$

Von der Mühle abgegebene Wärme:

Mit dem Zement

$$150,000 \times 125 \times 0.19 = 3,562,500 \text{ kcal/h}$$

Mit der Luft

$$L \times 125 \times 0.24 = 30.0 \times L \text{ kcal/h}$$

Durch die Mühlenoberfläche

$$235 \times 600 = 141,000 \text{ kcal/h}$$

Mit dem Wasserdampf

$$W(639 - 10 + 0.46(125 - 100)) = 640.5 \times W \text{ kcal/h}$$

Insgesamt abgegeben

$$3,703,500 + 30.0 \times L + 640.5 \times W \text{ kcal/h}$$

Aus der Mühlenbilanz ergibt sich:

It results from the mill balance:

$$7,859,010 + 6.0 \times L = 3,703,500 + 30.0 \times L + 640.5 \times W$$

$$4,155,510 = 24.0 \times L + 640.5 \times W$$

Wird wie früher mit Rücksicht auf eine wirksame Entstaubung in einem E-Filter mit einem Taupunkt von 68 °C in der Absaugluft gerechnet, entsprechend einer Wasserdampfmenge von 0.26 kg je kg Trockenluft, so ergibt sich:

Facilitating effective dust collecting in an E-precipitator, a previously applied dewpoint of 68 °C in the discharged air, corresponding to 0.26 kg water vapor per kg of dry air, results in:

$$4,155,510 = 24.0 \times L + 640.5 \times 0.26 \times L = 190.5 \times L$$

$$\text{Luftmenge } L = \frac{4,155,510}{190.5} = 21,814 \text{ kg/h} = 145 \text{ kg/t} \frac{\text{Zement}}{\text{Cement}}$$

$$\text{Wassermenge } W = 21,814 \times 0.26 = 5672 \text{ l/h} = 38 \text{ l/t} \frac{\text{Zement}}{\text{Cement}}$$

Mit der ermittelten Luftmenge und ohne Wassereinspritzung, würde die Zementtemperatur 233 °C betragen.

With the determined air volume, and without water injection, the cement temperature would be 233 °C.

Bei Aufgabe von heißem Klinker ist ebenfalls in der ersten Mahlkammer zu kühlen, um in der Mitte der Mühle eine unzweckmäßig hohe Temperatur zu vermeiden. Bei einer Mahlguttemperatur von 110 °C an der ersten Trennwand wird die in die erste Kammer einzuspritzende Wassermenge berechnet mit:

Hot clinker feeding requires also cooling in the first grinding compartment to avoid excessively high material temperatures in the middle of the mill. With a material temperature of 110 °C in the first diaphragm, the amount of water to be injected into the first compartment is calculated as:

$$2610 \text{ l/h} = 17 \text{ l/t} \frac{\text{Zement}}{\text{Cement}}$$

Daraus ergibt sich die folgende Wassermenge für die zweite bzw. dritte Kammer:

The amount of cooling water for the second or third compartment respectively is thus:

$$3060 \text{ l/h} = 21 \text{ l/t} \frac{\text{Zement}}{\text{Cement}}$$

Nach Angaben von F.L. Smidth, wurde das angewandte Rechenverfahren durch im Betrieb befindliche Mühlen bestätigt.

According to F.L. Smidth, the applied method of calculation was confirmed by comparative mill runs.

Nachkühlung von Zement

Wie aus den obigen Rechnungen hervorgeht, ergibt sich trotz Wasserkühlung in der Mühle eine Zementaustrittstemperatur von über 100 °C. Für Lagerung

Aftercooling of cement

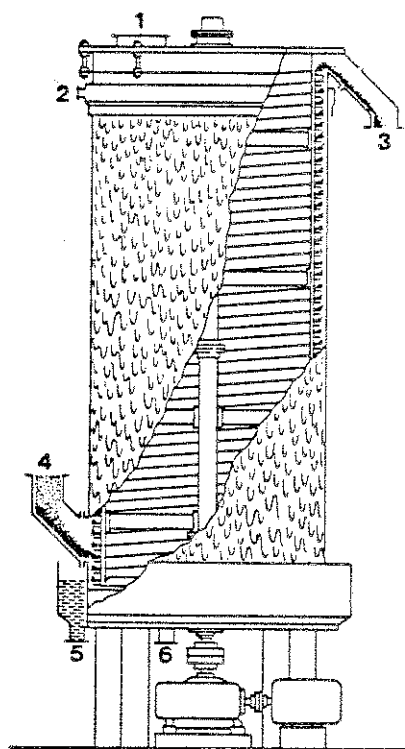
The above calculations show that despite water cooling in the mill, the cement exit temperature is over 100 °C. As is known from experience, storage of

des Zements und Verpackung in Papier-Ventilsäcken soll jedoch die Zementtemperatur erfahrungsgemäß bis auf etwa 65 °C gesenkt werden.

Wegen der hohen spezifischen Wärme des Zements muß dessen Temperatur durch geeignete Kühlung reduziert werden. Während des Transports von der Mühle zum Silo sinkt die Zementtemperatur nur um etwa 5–10 Grad C; in den Vorratsilos dauert der Kühlprozeß einige Wochen.

Wird heißer Zement (etwa 80–100 °C) in Papiersäcke verpackt, so wird der Papierfaserstoff geschwächt und die Säcke reißen häufig. Bei Lagerung von heißem Zement in Silos entsteht häufig Klumpenbildung als Folge einer Reaktion der Klinkerminerale mit dem Hydratwasser des Gipses (Syngenitbildung).

Der Zementkühler der Firma F.L. Smidth setzt die Zementtemperatur von 110 °C bis auf 65 °C herab, wenn Kühlwasser von 15 °C zur Verfügung steht (siehe Fig. 10.17.).



cement and packing into paper valve bags, require a reduction of the cement temperature down to about 65 °C.

Due to its high specific heat, a significant drop in temperature can be achieved only by the application of an appropriate cooling method. During conveying from the mill to the storage silo, the cement temperature is lowered only by about 5–10 deg. C; the cooling process in storage silos lasts several weeks.

When packing hot cement (about 80–100 °C) into paper bags, the paper fiber deteriorates, and the bags often tear apart. When storing hot cement in silos, lumps are often formed as a result from a reaction between the clinker minerals and the water of hydration of the gypsum (formation of syngenite).

The F.L. Smidth cement cooler reduces the cement temperature from 110 ° to 65 °, when applying cooling water of 15 °C (see Fig. 10.17.).

- 1 Mannloch = Manhole
- 2 Kühlwassereintritt = Cooling water inlet
- 3 Zementaustritt = Cement outlet
- 4 Zementeintritt = Cement inlet
- 5 Wasseraustritt = Cooling water outlet
- 6 Spritzerentnahme = Outlet for oversize particles

Fig. 10.17. Zementkühler

Fig. 10.17. Cement cooler

Das heiße Material wird am Boden des Kühlers aufgegeben, wo es von einem Transportgewinde aufgefangen wird.

Bei der Kombination der senkrechten, durch das Gewinde verursachten Bewegung, mit der auf das Material einwirkenden Zentrifugalkraft bildet sich eine dünne aufwärts bewegende Schicht, die gegen die Innenwand des Behälters gedrückt wird. Dadurch wird eine schnelle Wärmeübertragung vom heißen Material auf die kalte Behälterwand erreicht.

The hot material is fed to the bottom of the cooling tank, and picked up by internal rotating spiral flights.

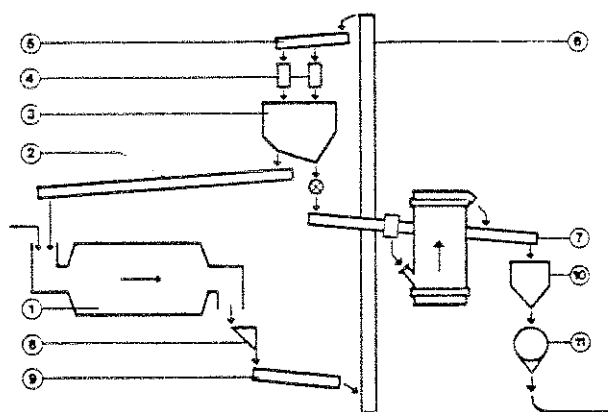
By the combination of the vertical movement with the centrifugal force acting upon the material, the cement forms a thin, upward moving layer, pressed against the inside of the tank shell. This results in a high rate heat transfer from the hot material to the cold tank shell.

Die durch die Behälterwand hindurchtretende Wärme wird mit dem Kühlwasser abgeführt, das von oben über die ganze Außenwand gleichmäßig verteilt wird. Das nach unten fließende Kühlwasser wird in einer Wanne gesammelt und abgeführt.

Unten im Kühler ist ein separater Ablauf für die Entnahme eventueller Fremdkörper (Spritzer, Cylpebs, etc.) angeordnet.

Dieser Kühler kann auch in bestehende Anlagen eingebaut werden.

Fig. 10.18. zeigt ein Fließdiagramm einer Mahlanlage mit einem F. L. Smidth-Zementkühler.



The heat is transferred through the tank shell and carried off by the cooling water, distributed evenly over the circumference of the shell, and cascading continuously as a thin film downwards, to be collected in a trough below the tank, and discharged.

For discharging of foreign matter accumulating in the tank, the cooler's bottom is provided with a special outlet.

This cooler can also be inserted into existing installations.

Fig. 10.18. shows a flow diagram of a grinding plant with an F. L. Smidth cement cooler.

- | | |
|------------|---|
| 1 | Zementmühle = Finish grinding mill |
| 2, 5, 7, 9 | Pneumatische Förderrinne = Pneumatic conveying trough |
| 3 | Sichter = Separator |
| 4 | Schleuse = Sluice |
| 6 | Becherwerk = Bucket elevator |
| 8 | Überlaufschleuse = Overflow sluice |
| 10 | Aufgabebehälter = Feed bin |
| 11 | Pneumatische Pumpe = Pneumatic pump |

Fig. 10.18. Anordnung einer Mahlanlage mit Zementkühler

Fig. 10.18. Arrangement of a finish grinding plant with cement cooler

Der F. L. Smidth-Zementkühler wird für Leistungen bis zu 100 t/h gebaut; der Kühlwasserverbrauch für diese Größe beträgt 65 m³/h und die installierte Leistung ist 90 kW.

Nach dem Erlöschen der Patentrechte wird der beschriebene Zementkühler von vielen Zementmaschinen-Herstellern gebaut. So erzeugt z. B. Krupp Polysius diesen Zementkühler in verschiedenen Größen bis zu einem Maximaldurchsatz von 160 t/h [131b].

10.7.5. Kühlung des Zementes im Windsichter

Hier ist die Kühlung mit verhältnismäßig geringem Aufwand zu erzielen. Es wird nicht nur das Fertigprodukt, sondern gleichzeitig auch das Umlaufgut gekühlt, so daß die kritische Temperatur der Gipsentwässerung nicht erreicht wird. Die Kühlluftmenge beträgt etwa 0.2–0.3 kg/kg Zement (Umlaufmenge + Fertigprodukt) abhängig von der Temperatur der Kühlluft sowie von der des Umlaufgutes. Die thermodynamischen Verhältnisse und die Kühlluftmenge müssen für jede Anlage durch eine Wärmebilanz ermittelt werden.

Fig. 10.19. enthält ein Fließschema einer im geschlossenen Kreislauf arbeitenden Zementmühle mit Luftkühlung im Windsichter. Die Umlaufmenge beträgt etwa 290 % des Frischgutes. Alle Gutmengen und Temperaturen sind im Fließschema aufgetragen. Diese Anlage arbeitet mit einer Kühlluftmenge von 0.28 kg Luft pro kg Zement (Umlaufgut + Fertigpro-

The F. L. Smidth cement cooler is manufactured for capacities up to 100 t/h; for this cooler size the consumption of the cooling water is 65 m³/h, and the power input is 90 kW.

After expiration of the patent rights the described cement cooler is being built by many cement machinery manufacturers. So e.g. the Krupp Polysius Co. manufactures this cement cooler in various sizes up to a maximum throughput of 160 mt/h [131b].

10.7.5. Cement cooling in mechanical air separator.

Here cement cooling is attainable at low power consumption. For this kind of cooling the end product and circulating load are cooled simultaneously, thus avoiding heating to the dehydration temperature of gypsum. The cooling air amounts from 0.20 to 0.30 kg/kg of cement (circulating load + finished product), depending upon the temperature of the cooling air and the circulating load. The thermodynamic conditions and the amount of cooling air must be determined by a separate heat balance for each grinding mill.

Fig. 10.19. shows a flow chart of a finish mill working in closed circuit with an air cooled mechanical air separator. The circulating load amounts to approximately 290 % of the new feed. All product quantities and temperatures are shown in the flow chart. The quantity of cooling air is 0.28 kg/kg of cement (circulating load + finished product). The particular tem-

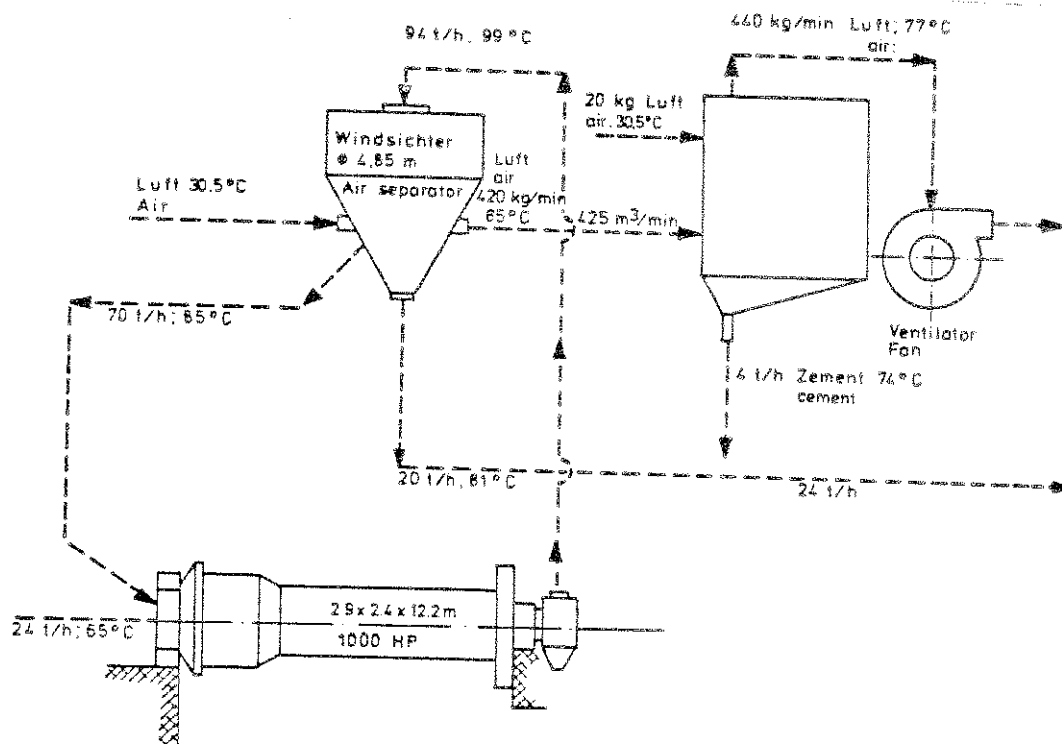


Fig. 10.19. Zementkühlung im Windsichter

Fig. 10.19. Cement cooling in air separator

dukt). Das Fertigprodukt hat eine Temperatur von 81 °C, das Windsichter-Grobgut 85 °C und das Staubfiltergut 74 °C.

Die Richtigkeit der obigen Angaben kann durch folgende Rechnung nachgeprüft werden. Die Rechnung basiert auf der Annahme, daß die vom Zement abgegebene Wärmemenge gleich ist der von der Kühlluft aufgenommenen Wärmemenge. Die Wärmemenge ist in jedem Falle ein Produkt aus Masse (M) und der spezifischen Wärme beider Medien (S) und den dazugehörigen Temperaturen. Die gesuchte Endtemperatur ist als t_f bezeichnet. Die Produktmengen sind in kg/min. angegeben. Die vom Zement während seiner Kühlung zur Endtemperatur t_f abgegebene Wärme ist:

$$M_{Zem} \cdot S_{Zem} (t_{99} - t_f) = 1567 (0.1880) (99 - t_f)$$

Durch die Kühlluft im Sichter aufgenommene Wärme:

$$M_{Luft} \cdot S_{Luft} (t_f - t_{30.5}) = 440 (0.2396) (t_f - 30.5)$$

Die abgegebene Wärme ist gleich der aufgenommenen Wärme:

$$1567 (0.1880) \cdot (99 - t_f) = 440 (0.2396) (t_f - 30.5)$$

Nach Umstellung und Auflösung für t_f :

$$\begin{aligned} 294.6 (99 - t_f) \\ 29,165 - 294.6 t_f \\ 32,367 \\ t_f &= \frac{32,367}{399.6} \\ &= 81^\circ \text{C} \end{aligned}$$

peratures are: finished product 81 °C, separator coarses 85 °C, and dust precipitator product 74 °C.

The accuracy of the particular figures can be checked by the following calculation based on the assumption that the heat lost by the cooled cement equals the heat gained by the heated air. The amount of heat in each case is obtained by multiplying the mass (M) of each component by its specific heat (S) and by the change in temperature. The resulting final temperature is marked as t_f . The product quantities are expressed as kg/min. The heat lost by the cement as it cools in the separator to the final temperature t_f is:

$$M_{cem} \cdot S_{cem} (t_{99} - t_f) = 1567 (0.1880) (99 - t_f)$$

Heat gained by cooling air in separator is:

$$M_{air} \cdot S_{air} (t_f - t_{30.5}) = 440 (0.2396) (t_f - 30.5)$$

Equating the heat lost to the heat gained:

$$1567 (0.1880) \cdot (99 - t_f) = 440 (0.2396) \cdot (t_f - 30.5)$$

Regrouping and solving for t_f :

$$\begin{aligned} &= 105 (t_f - 30.5) \\ &= 105 t_f - 3202 \\ &= 399.6 t_f \\ &= 81^\circ \text{C} \end{aligned}$$

Die Durchschnittstemperatur der drei Komponenten beträgt 84 °C; die Differenz zwischen der angegebenen und der berechneten Temperatur beträgt 3 grd. oder rd. 3 % und ist für diese Umstände bedeutungslos. Die Rechnung beweist die Richtigkeit der im Fließ-Schema angegebenen Zahlen.

Zementkühlung im Heyd-Windsichter

Heyd [132] macht folgende Angaben für Zementkühlung mit Außenluft im Windsichter seiner Bauart:

	Menge	Temperatur
Windsichter Einlaufgut	35,000 kg/h	93 °C
Windsichter Grobgut	15,000 kg/h	83 °C
Windsichter Feingut	20,000 kg/h	68 °C
Filter-Staub	250 kg/h	—
Frischlufte	7,500 kg/h	25 °C
Abluft	7,500 kg/h	88 °C

Nach obigen Angaben beträgt der spezifische Kühl-luftverbrauch $\frac{7,500}{35,000} = 0.214$ kg Luft/kg Zement (Umlaufmenge + Fertiggut).

10.7.6. Kühlung im Fuller-Zementkühler

Fig. 10.20. stellt einen Mahlkreislauf dar, in dem die Kühlung des gesamten Umlaufgutes in einem speziellen Zementkühler erfolgt, der vom Erzeuger [133] als Fließbett-Materialkühler bezeichnet wird. Dieser Zementkühler ist, schematisch gesehen, ein zylindrischer Tank, der ein mit Rippen versehenes Bündel von Kühlrohren enthält. Die Kühlrohre sind so verbunden, um Kreisläufe zu bilden. Die Anzahl der Rohre und Kreisläufe hängt vom Durchmesser des Kühlers ab. Das Wasser für jeden Kreislauf kommt von einem Verteilerrohr und mündet in ein Sammelrohr. Das letztere mündet entweder in eine Abwasserleitung oder kann über einen Kühlturm im Kreislauf gepumpt werden. Unterhalb der Kühlrohre befindet sich im zylindrischen Tank ein geneigter poröser Boden. Der poröse Boden ist in Abteilungen aufgeteilt, von denen jede mit Luft versorgt wird. Der Luftzufluß kann durch Ventilkappen gesteuert werden, um die Fluidisierung des Materials zu regeln. Dieser

Mean temperature of the three components is 84 °C; the difference between the calculated and the given temperatures is only 3 deg. or roughly 3 %, which is negligible for these conditions. The calculation illustrates the degree of accuracy of the figures given in the flow chart of the grinding circuit.

Cement cooling in Heyd-air separator

Heyd [132] quotes the following figures for cement cooling with air in the mechanical air separator of his design:

	Quantity	Temperature
Separator feed	35,000 kg/h	93 °C
Separator coarses	15,000 kg/h	83 °C
Separator fines	20,000 kg/h	68 °C
Precipitator dust	250 kg/h	—
Fresh air	7,500 kg/h	25 °C
Exit air	7,500 kg/h	88 °C

According to the above figures, the specific rate of cooling air is $\frac{7,500}{35,000} = 0.214$ kg air/kg cement (circulating load + finished cement).

10.7.6. Cooling in Fuller's cement cooler

Fig. 10.20. shows a cement grinding circuit where cooling of the circulating load is performed in a special cement cooler which the manufacturer calls Fluidized Material Cooler [133]. This cement cooler is basically a circular tank containing cooling tubes. The tubes are connected to form circuits. The number of tubes and circuits vary with the diameter of the cooler. Water enters each circuit from a supply header and exits to a discharge header that may either be connected to a sewer or recycled through a cooling tower. At the bottom of the tank below the tubes is a sloping bottom equipped with a porous medium. The porous medium is compartmented with an air supply to each compartment. That may be varied by means of butterfly valves, to control fluidization in the cooler. The fluidized material cooler reduces the temperature of the material throughout the grinding circuit to approximately 80 °C and thus minimizes the possibility of gypsum dehydration. At

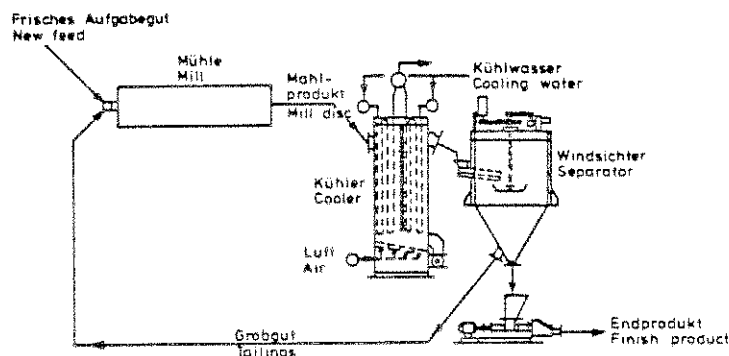


Fig. 10.20. Fuller-Zementkühler

Fig. 10.20. Fuller cement cooler

10.7. Kühlung während der Zementvermahlung

Zementkühler reduziert die Temperatur des Materials im gesamten Mahlkreislauf auf etwa 80 °C und verringert auf diese Weise die Möglichkeit der Entwässerung des Gipses. Gleichzeitig wird die Temperatur des fertigen Zementes auf etwa 50 °C bis 65 °C herabgesetzt. Dies hängt von der Kühlergröße, der Kühlwassertemperatur und von der Menge des Durchsatzes ab. Bei dieser Art der Kühlung kann die Kühlung des Zementes im Windsichter fortfallen.

Wird das Mühlenprodukt durch Wassereinspritzung in die Mühle oder im Windsichter entsprechend gekühlt (zur Vermeidung der Entwässerung des Gipses), dann kann ein Fließbettkühler nur zur Kühlung des fertigen Zementes verwendet werden.

10.7. Cooling procedures during finish grinding

the same time the finished cement temperature is between 50 °C and 65 °C, depending on cooler size, temperature of cooling water and capacity. No cooling in the air separator is necessary.

If the mill product is cooled adequately (to prevent gypsum dehydration) by mill water spray or in a separator, a fluidized material cooler may be utilized to cool just finished cement.

11. Spezifisches Mühlenvolumen und Leistungsbedarf

11. Specific mill volume and power demand

Fig. 11.1. zeigt das Verhältnis des spezifischen Rohrmühlenvolumens in Kubik-Fuß zum Mühlenleistungsbedarf in Pferde-Stärken. Je größer der Mühlenleistungsbedarf, desto kleiner wird das spezifische Mühlenvolumen in Kubik-Fuß pro Mühlen-PS. So ist z. B. das spezifische Volumen einer Mühle mit 6000 PS Antriebsleistung etwa 1.26 Kubik-Fuß pro PS, während das spezifische Volumen einer 1000 PS Mühle etwa 2 Kubik-Fuß pro PS beträgt (1 US-PS = 746 Watt).

Fig. 11.1. shows the ratio of the specific tube mill volume expressed in cubic feet to the mill drive horsepower. The specific mill volume, i.e. the cubic foot per unit of mill power demand decreases with increasing mill drive power. A 6000 HP mill e.g. shows a specific mill volume of approximately 1.26 cubic foot per HP, whereas the corresponding figure for a 1000 HP mill is about 2 cubic feet per HP.

Mühlengröße und spezifische Mahlleistung.

Große Mühlen arbeiten wirtschaftlicher; dies wurde durch zweijährige Beobachtung und Vergleich zweier Mühlen nachgewiesen, die in einer Zementfabrik

Mill size and specific mill capacity.

Large tube mills work more economically; this was proved by two years production records of two different size cement finish mills, installed side by side and

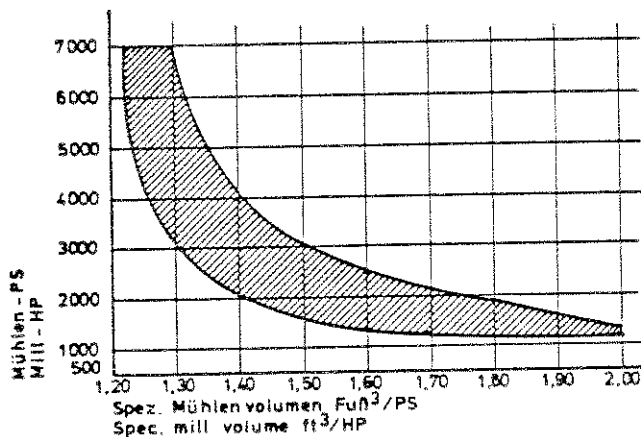


Fig. 11.1. Spezifisches Mühlenvolumen und Leistungsbedarf

Fig. 11.1. Specific mill volume and power demand

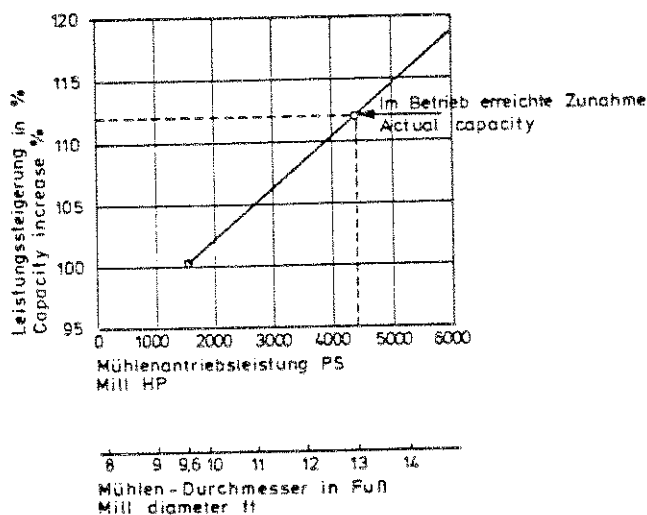


Fig. 11.2. Mühlengröße und spezifische Mahlleistung

Fig. 11.2. Mill size and specific mill capacity

nebeneinander denselben Klinker zu Zement von etwa derselben Normenqualität vermahlen. Eine Mühle mit einer Antriebskraft von 4400 PS (3.95×12.4 m) hatte im Vergleich zu einer Mühle von 1500 PS (2.9×10.9 m) einen um 12 % höheren spezifischen Durchsatz bezogen auf die Antriebsleistung, d. i. pro Mühlen-PS [135]. Die Zunahme der spezifischen Mühlenleistung ist in Fig. 11.2. dargestellt (1 US-PS = 746 Watt).

grinding the same feed to about the same product size and specifications. One 4400 HP mill (3.95×12.4 m) showed a 12 % higher capacity per unit of power than a 1500 HP mill (2.9×10.9 m) [135]. The increase in mill capacity is compared and shown graphically in Fig. 11.2.

11.1. Das $\frac{L}{D}$ -Verhältnis von Rohrmühlen und der Leistungsbedarf

Es besteht keine charakteristische Beziehung zwischen dem Leistungsbedarf von Mühlen und dem aus dem Verhältnis von Länge (L) zum Durchmesser (D) resultierenden Quotienten. So hat z.B. eine im geschlossenen Kreislauf arbeitende Rohrmühle mit 7000 PS Leistungsbedarf dasselbe $\frac{L}{D}$ -Verhältnis von 3.2 : 1, wie eine Rohrmühle mit 800 PS Leistungsbedarf. Die größten gegenwärtig für Kreislaufmahlung in Amerika gebauten Rohrmühlen haben ein $\frac{L}{D}$ -Verhältnis von etwa 3.2 : 1. In Deutschland geht man bis zu einem Verhältnis von etwa 4.3 : 1.

Das $\frac{L}{D}$ -Verhältnis für im offenen Kreislauf arbeitende Mühlen beträgt 5 : 1 bis 6 : 1.

11.1. $\frac{L}{D}$ -ratio of tube mills and the mill power demand

It can be said that no characteristic correlation exists between mill drive HP and the quotient resulting from the ratio of mill length (L) to mill diameter (D). E.g. a 7000 HP tube mill working in closed circuit has the same $\frac{L}{D}$ ratio of 3.2 : 1 as a tube mill of 800 HP connected. In America the largest presently designed tube mills working in closed circuit have an $\frac{L}{D}$ ratio of approximately 3.2 : 1. In Germany, sometimes a larger ratio of about 4.3 : 1 is applied.

The $\frac{L}{D}$ ratio for open circuit grinding mills is 5 : 1 to 6 : 1.

11.2. Rohrmühlen-Durchmesser und Leistungsbedarf

Das in Fig. 11.3. dargestellte Diagramm zeigt den Zusammenhang zwischen Rohrmühlen-Durchmesser unter Berücksichtigung der Mühlenpanzerung (d. i. lichter Mühlerdurchmesser) und dem erforderlichen Mühlen-Leistungsbedarf. Das Diagramm gilt für Trockenmahlung mit einer Mahlkörperfüllung von 40 % und 75 % der kritischen Mühlergeschwindigkeit.

Für andere Bedingungen werden entsprechende Multiplikatoren angewendet. Für 35 % Mahlkörperfüllung wird mit 0.954 und für 32 % Mahlkörperfüllung mit 0.916 multipliziert. Auch die Antriebsarten finden Berücksichtigung.

Wird die Mühle mit 70 % der kritischen Mühlergeschwindigkeit betrieben, so wird der Leistungsbedarf mit $\frac{70}{75} = 0.933$ multipliziert.

11.2. Mill diameter and the required mill drive HP

Fig. 11.3. shows the ratio between tube mill diameter (measured on mill lining) and the required mill drive HP per foot of mill length. The diagram is based on dry grinding with a mill load of 40 % and 75 % of critical mill speed.

For other conditions, corresponding multipliers are applied. For 35 % mill load the mill drive HP is multiplied by 0.954, and for 32 % mill load by 0.916. Also the kind of mill drive is taken into consideration.

If the mill is operated with 70 % of the critical speed, then the power requirement is multiplied by $\frac{70}{75} = 0.933$.

11. Spezifisches Mühlenvolumen und Leistungsbedarf

11. Specific mill volume and power demand

Das Diagramm gilt für Stahlkugel-Mahlkörper mit einem Raumgewicht von 4570 kg/m³. Soll z. B. mit keramischen Mahlkörpern (bei der Erzeugung von weißem Zement) die ein Raumgewicht von 2212 kg/m³ haben, gemahlen werden, so ergibt sich ein Multiplikator von $\frac{2212}{4570} = 0.484$.

The diagram is based on steel balls with a bulk density of 4570 kg/m³. If for example, the mill will be operated with ceramic grinding media (employed when manufacturing white cement) with a bulk density of 2212 kg/m³, then a multiplier of $\frac{2212}{4570} = 0.484$ is applied.

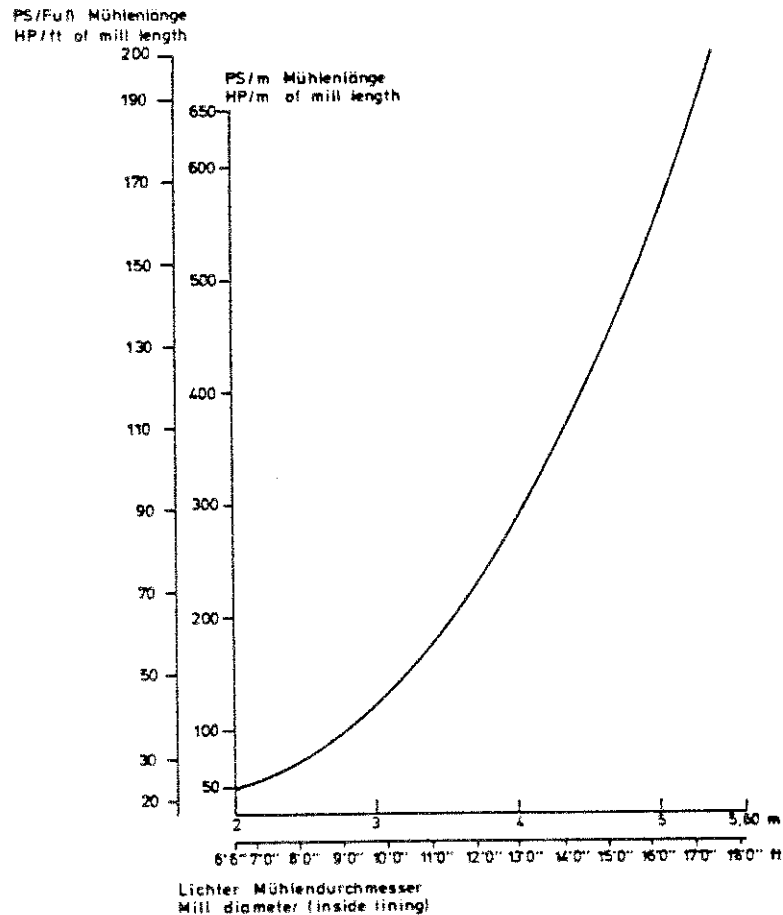


Fig. 11.3. Mühliendurchmesser und Leistungsbedarf pro m Mühlenlänge

Fig. 11.3. Mill diameter and power requirement per foot of mill length

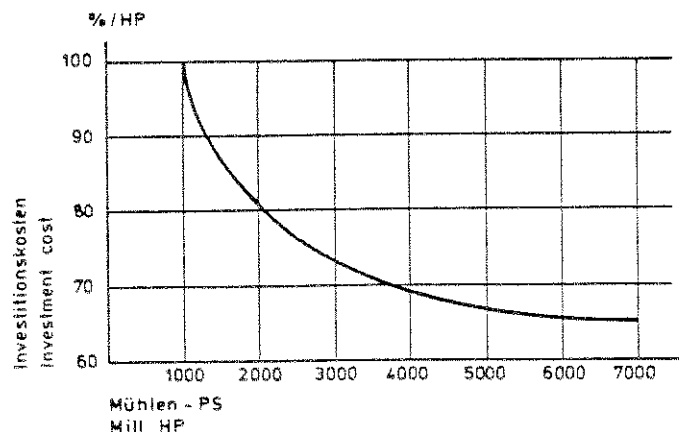


Fig. 11.4. Investitionskosten für Rohrmühlen

Fig. 11.4. Investment cost of tube mills

11.3. Investitionskosten von Rohrmühlen

Fig. 11.4. enthält ein Diagramm, welches die Investitionskosten für Rohrmühlen pro PS des Mühlen-Leistungsbedarfs angibt. Die spezifischen Investitionskosten pro Mühlen-PS fallen mit steigender Antriebskraft, d. i. mit der Mühlengröße (1 US-PS = 746 Watt).

Wird der auf 1 PS bezogene Preis einer 1000 PS-Mühle mit 100 % festgelegt, dann beträgt der 1 PS-Preis einer 7000 PS-Rohrmühle nur etwa 65 % des Preises der erstgenannten Mühle. Nicht inbegriffen sind: die elektrische Ausrüstung, die Mahlkörper und Montagekosten.

Tabelle 11.4.1.

11.3. Investment cost of tube mills

Fig. 11.4. shows a graph of investment costs for tube mills per mill drive horsepower. The specific investment cost per horsepower decreases with increasing mill drive power i. e. with the size of the mill.

If the unit price per 1 HP of a 1000 HP tube mill equals 100 %, then the price per 1 HP of a 7000 HP mill equals only about 65 % of that of the 1000 HP mill. Not included are: the electrical equipment, the grinding media and the erection cost.

Table 11.4.1.

Instal- lierte Einheiten	Durchmesser und Länge	Mühlen- antrieb PS	Rob- oder Zementmühle	Zementwerk Cement Plant
Number installed	Diameter and length meter	Mill drive HP	Raw or cement finish mill	
1	4.6 x 14.9	7000	Zement Finish mill	St. Marys Peerless Cem. Co., Detroit Michigan
1	4.6 x 16.5	6600	Rohschlamm Raw mix slurry	Dundee Cem. Co., Clarksville, Missouri
2	4.6 x 14.9	6600	Zement Finish mill	Dundee Cem. Co., Clarksville, Missouri
1	3.95 x 12.4	4400	Zement Finish mill	Kaiser Cem. Corporation, Cushenbury, California
1	3.95 x 14.3	4400	Rohschlamm Raw mix slurry	St. Marys Peerless Cem. Co., Detroit, Michigan
1	3.95 x 13.0	4400	Zement Finish mill	River Cement Co., Selma Missouri
1	3.95 x 14.3	4400	Zement Finish mill	St. Marys Peerless Cem. Co., Detroit, Michigan
2	3.95 x 13.0	4400	Zement Finish mill	National Gypsum Co., Alpena, Michigan
1	3.95 x 13.7	4400	Zement Finish mill	General Portland, Inc., Lebec, California
1	3.95 x 13.0	4400	Zement Finish mill	Louisville Cem. Co., Speed, Indiana
1	3.95 x 14.0	4400	Zement Finish mill	Arkansas Cem. Corp., Foreman, Arkansas
1	3.95 x 13.0	4400	Zement Finish mill	Atlantic Cem. Co., Ravena, New York
1	3.65 x 16.1	4000	Zement Finish mill	Lehigh Portland Cem. Co., Union Bridge, Maryland
1	3.95 x 12.7	3825	Zement Finish mill	Corp. Cementera Argentina S. A., Yocsina, Argentina
1	3.95 x 10.9	3450	Zement Finish mill	Standard Lime and Cem. Co., Martinsburg W. Virg.
1	4.25 x 7.3	2750	Rohmehl Raw mix	River Cem. Co., Selma, Missouri
1	3.65 x 10.3	2500	Zement Finish mill	Kaiser Cem. Corporation, Helena, Montana
2	3.65 x 10.3	2500	Zement Finish mill, Riversi- de, California	Riverside Cem. Co., Div. of Gifford-Hill and Co., Inc., Riverside, California
2	3.95 x 6.4	2000	Zement Finish mill	Calif. Portl. Cem. Div., Colton, California

Tabelle 11.4.2

Table 11.4.2

Rohmaterialmühlen Kreislaufmühlen Nach Polysius-Lieferliste 1981 – 1982						Raw grinding mills Closed circuit According to Polysius reference list 1981 – 1982							
Type of mill	Size	Revolutions Rpm	Ball charge	Power Installed	Type of drive	Feed size	Molsture	Hot gas	Product fineness	Capacity metric t/h	Number of separators	Separator size	Marginal notes
Mühlenart	Größe	Drehzahl	Kugelfüllung	Inst. Motor- leistung	Antriebsart	Aufgabestück- größe	Feuchte	Heißgas	Feinheit Fertiggut	Durchsatz- leistung	Sichterzahl	Sichtergröße	Bemerkungen
1)	m Ø x lg.	UpM	t	kW	2)	mm 3)	% H ₂ O	4)	% R 5)	mt/h	St.	m Ø 6)	
1	4.6 x 16.5	15.1	187	3300	Zentral	0–30	7.5	No information — Keine Angabe	12 % R 0.09	235	2	6.5	doppelseitige Gleitschuh- lagerung
2	5.4 x 13.3	14	336	5900	Ringmotor	0–30	4.8		5 % R 0.09	360	2	6.0	doppelseitige Gleitschuh- lagerung
1	3.8 x 13.25	16.6	112	1900	1 Ritzel	0–30	7		1 % R 0.2	145	1	7.0	"
3	5.8 x 10.25	13.4	286	5200	2 Ritzel	0–30	6		2.5 % R 0.2	280	1	9.5	teilweiser mechanischer Umlauftransp.
4	RM 60/29	22	—	3500	Spezialgetr.	0–90	7		15 % R 0.09	340	1	10.0	
4	RM 43/21	26	—	1800	Spezialgetr.	0–80	6		15 % R 0.09	140	1	6.5	
4	RM 27/13	33	—	580	Spezialgetr.	0–50	10		12 % R 0.09	30	1	3.5	Kohle- vermahlung
3	6.0 x 16.0	13.2	295	5600	Zentral	0–30	9.5		1.5 % R 0.2	350	1 1	8.0 9.5 L	doppelseitige Gleitschuh- lagerung

- 1) 1 Doppelrotator = Double Rotator
 2 Endaustragmühle mit Becherwerksumlauf (ohne Bemerkung = Einkammermühle) = End discharge mill with bucket elevator (without note: one compartment mill)
 3 Luftstrommühle = Air swept mill
 4 Rollenmühle = Roller mill
 2) s Schrägverzahnung = Helical gear
 3) dabei sind im allgemeinen 5 bis 7 % Überkorn zugelassen = 5–7 % oversize particles are admitted
 4) O Abgase einer Ofenanlage = Kiln waste gases
 F Heißgase eines Feuerungssystems = Hot gases from air heater
 K Abluft eines Rostkühlers = Exit air from grate clinker cooler
 5) % R 90 = % Rückstand auf dem Prüfsieb 0,090 mm = % Residue on the No. 170 mesh, ASTM
 % R 200 = % Rückstand auf dem Prüfsieb 0,200 mm = % Residue on the No. 70 mesh, ASTM
 6) L Luftstromsichter = Air flow classifier
 Ritzel = Pinion
 Zentral = Central drive
 Spezialgetriebe = Special drive
 Kohlevermahlung = coal grinding
 doppelseitige Gleitschuhlagerung = bilateral slide shoe bearing
 teilweiser mechanischer Umlauftransport = partly mechanical recirculation

11.4. Technische Daten von Mahlanlagen

Überblick über charakteristische, in Amerika errichtete Mahlanlagen (Kreislaufmahlung); siehe Tabelle 11.4.1.

11.4. Technical data of grinding plants

Survey of characteristic grinding plants erected in America (closed circuit grinding); see table 11.4.1.

Tabelle 11.4.3.

Table 11.4.3.

Zementmühlen Kreislaufmühlen Nach Polysius-Lieferliste 1981 – 1982						Finish grinding mills Closed circuit According to Polysius reference list 1981 – 1982						
Type of mill	Size	Revolutions, Rpm	Ball charge	Power Installed	Type of drive	Volume of exit air	Dust collection	Product fineness	Capacity metric t/h	Number of separators	Separator size	Marginal notes
Mühlenart	Größe	Drehzahl	Kugelfüllung	Installierte Leistung	Antriebsart	Abluftmenge	Entstaubung	Feinheit Fertiggut	Durchsatz- leistung	Sichtzahl	Sichtergröße	Bemerkungen
1)	m Ø × lg.	UpM	t	kW	2)	m³/h	—	Blaine	t/h	St.	m Ø	
2	4.8 × 16.75	14.9	257	5900	Zentral-	65,000	Elektro	3100	135	—	—	SRC/OPC Cement doppelseitige Gleitschuh- lagerung
2	4.6 × 16.25	15.1	317	5250	Ringmotor	70,000	Elektro	3000	135	—	—	
								3200	105	—	—	
1	4.0 × 13.5	16.0	192	2900	2-Ritzel	40,000	Elektro	2900	80	1	6.5	SRC/OPC Cement doppelseitige Gleitschuh- lagerung
2	4.4 × 16.0	15.5	285	4200	2-Ritzel	57,000	Elektro	3000	103	—	—	
1	5.2 × 17.6	14.2	420	7000	Ringmotor	80,000	Elektro	3200	180	1	60/6	
1	4.4 × 15.0	15.5	268	3400	2-Ritzel	50,000	Elektro	3000	117	1	7.5	

- 1) 1 geschlossener Kreislauf = Closed circuit
 2 offener Kreislauf = Open circuit
 3 Zementrotator = Cementrotator mill
 2) s Schrägverzahnung = Helical gear
 Ritzel = Pinion
 Zentral = Central drive
 Ringmotor = Wraparound motor
 Elektro = Electric precipitator
 Schlauch = Bag dust collector
 doppelseitige Gleitschuhlagerung = bilateral slide shoe bearing

Tabelle 11.4.4.

Table 11.4.4.

Rohmaterialmühlen Kreislaufmühlen Nach Lieferliste SKET/ZAB, Dessau					Closed-circuit raw grinding mills of the SKET/ZAB Co., Dessau							
Type of mill	Size	Revolutions	Ball load	Installed power	Kind of drive	Feed size	Molsture	Hot gas	Product fineness	Capacity	Number of separators	Size of separator
Mühlenart	Größe	Drehzahl	Kugel- füllung	Leistungs- bedarf	Antriebs- art	Aufgabe- stückgröße	Feuchte	Heißgas	Feinheit Fertiggut	Durchsatz	Sichter- zahl	Sichter- durchmesser
1)	m Ø × lg.	UpM	t	kW		mm ²⁾	% H ₂ O	3)	% R ⁴⁾	t/h	Stk.	Ø m
1	4.0 × 7.0	15.8	97	1450	1 Ritzel 1 Pinion	40	4	0	15 % R90	180	1	5.0
2	4.0 × 10.5	15.8	124	1900	Zentral Central	30	4	0	15 % R90	150	1	5.0
4	4.0 × 10.5	15.4	102	1600	2 Ritzel 2 Pinion	30	5	0	15 % R90	130	1	5.0
1	4.4 × 9.0	14.8	158	2400	Zentral Central	40	7.5	0	12 % R90	180	1	6.3
2	4.4 × 12.5	15.6	177	2800	Zentral Central	10	6	0	5 % R90	85	1	4.5
1	4.8 × 7.5	14.3	158	2500	Zentral Central	30	4	0	15 % R90	320	1	6.7
4	4.8 × 14.0	14.8	184	3100	2 Ritzel 2 Pinion	30	9	0 + F	10 % R90	160	1	6.3
3	4.8 × 10.0	14.3	170	2900	Zentral Central	30	5	0	15 % R90	140	1	5.6
4	5.0 × 13.0	14.0	192	3300	2 Ritzel 2 Pinion	30	10	0 + F	12 % R90	200	1	6.7
5	34	31.4	—	1850	Spezialgetriebe special drive	60	10	0 + F	15 % R90	200	1	6.0
6	34A	31.4	—	1850	Spezialgetriebe special drive	80	1.5	0	18 % R90	185	1	6.7

1) 1 Einkammerrohrmühle mit Becherwerksumlauf = Closed circuit single compartment mill

2 Becherwerksumlaufmühle mit Mittenausstrag = Closed circuit mill with center discharge

3 Becherwerksumlaufmühle mit Endausstrag = Closed circuit mill with end discharge

4 Luftstrommühle = Air swept grinding mill

5 Rollenmühle = Roller mill

6 Rollenmühle mit Becherwerksumlauf = Roller mill with bucket elevator for material circulation

2) im allgemeinen sind 10 % Überkorn zugelassen = Normally 10 % oversize are permissible

3) O Abgase einer Ofenanlage = Hot gases from kiln

F Heißgase eines Feuerungssystems = Hot gases from air heater

4) Rückstand auf dem Prüfsieb 0.090 mm = Residue on the test sieve 170 mesh, ASTM

Tabelle 11.4.5.

Table 11.4.5.

Zementmühlen Kreislaufmühlen Nach Lieferliste SKET/ZAB, Dessau					Closed circuit finish grinding mills of the SKET/ZAB Co., Dessau					
Size	Revolutions	Ball load	Installed power	Kind of drive	Volume of exit air	Dust collector	Product fineness	Capacity	Number of separators	Size of separator
Größe	Drehzahl	Kugelfüllung	inst. Motorleistung	Antriebsart	Abluftmenge	Entstaubung	Feinheit Fertiggut	Durchsatz	Sichterzahl	Sichtergröße
m Ø x lg.	UpM	t	kW		m³/h		Blaine	t/h	Stk.	m Ø
3.6 x 14.0	16.2	160	2300	Zentral Central	40,000	Schlauch Fabric	2800	80	1	4.5
4.0 x 12.0	15.6	175	2500	Zentral Central	50,000	Schlauch Fabric	3000	95	1	4.5
4.4 x 15.0	14.8	270	3900	2 Ritzel 2 Pinion	60,000	EGR E-Precip.	3400	110	1	5.0
4.4 x 13.0	14.8	232	3400	Zentral Central	55,000	Schlauch Fabric	3000	100	1	5.0
4.8 x 14.5	14.2	282	4600	2 Ritzel 2 Pinion	70,000	EGR E-Precip.	3000	140	1	6.3

Bemerkung: Mühlen als Zweikammermühlen mit Endaustrag ausgeführt!

Notice: Mills are two-compartment mills with end discharge.

Tabelle 11.4.6.

Table 11.4.6.

Rohmaterial-Mahl trocknungsanlagen Raw material drying-grinding plants KHD Humboldt Wedag AG							
Mühlengröße m Ø x lg. Mill size Ø x length m	Kugel- Füllung t Load of grinding media t (metric)	installierte Motor- leistung kW Installed power kW	Antriebsart Kind of drive	Mahl- system 1) Grinding system 1)	Feuchte % H ₂ O Moisture % H ₂ O	Durchsatz- leistung m t/h Capacity metric t/h	Rohmehl- feinheit % R 2) Fineness of raw mix % R 2)
5.0 x 9.5	202	3600	2 Ritzel 2 pinion	LS	7	240	12 % R 0.09
4.6 x 9.5	161	2700	2 Ritzel	LS	7	180	12 % R 0.09
4.4 x 9.0	148	2250	Zentral Central	TD	10	120	12 % R 0.09
5.2 x 15.5	220	4300	2 Ritzel	LS	12	260	1 % R 0.2
4.8 x 9.5	185	3200	2 Ritzel	LS	6	200	12 % R 0.09
4.8 x 10.0	200	3200	Zentral	BU	4	125	12 % R 0.09
4.8 x 9.0	180	2800	2 Ritzel	TD	9	180	17 % R 0.09
4.6 x 7.5	152	2300	2 Ritzel	TD	6	180	14 % R 0.075
5.4 x 13.0	272	4800	2 Ritzel	BU	7	170	10 % R 0.09
4.8 x 9.0	180	2800	2 Ritzel	TD	4	300	12 % R 0.09
4.6 x 8.5	152	2500	2 Ritzel	TD	10	140	12 % R 0.09
4.8 x 10.0	200	3400	2 Ritzel	BU	4	130	2.5 % R 0.09
4.8 x 9.0	176	4000	2 Ritzel	TD	8	200	12 % R 0.09
5.0 x 9.5	205	3600	2 Ritzel	TD	6	210	12 % R 0.075
1) LS = Luftstrom-Mahlanlage Air swept mill				2) % R 0.2 = % Rückstand auf dem 0.2 mm Sieb % Residue on the No. 70 mesh ASTM			
TD = Tandem-Mahlanlage Tandem grinding plant				% R 0.09 = % Rückstand auf dem 0.09 mm Sieb % Residue on the No. 170 mesh ASTM			
BU = Becherwerks-Umlaufmühle Closed circuit grinding plant				% R 0.075 = % Rückstand auf dem 0.075 mm Sieb % Residue on the No. 200 mesh ASTM			

11. Spezifisches Mühlenvolumen und Leistungsbedarf

11. Specific mill volume and power demand

Tabelle 11.4.7.

Table 11.4.7.

Klinker-Mahlanlagen Finish grinding plants KHD Humboldt Wedag AG								
Mühlen- größe m Ø x Lg. Mill size Ø x length m	Kugel- füllung t Load of grind- ing media t (metric)	installierte Motor- leistung kW Installed power kW	Antriebs- art Kind of drive	Mahl- system 1) Grinding system 1)	Durchsatz- leistung m t/h Capacity metric t/h	Zement- feinheit Blaine Cement fineness Blaine	Sichter- anzahl Stck. Number of separators	Sichter- größe Separator size
4.4 x 14.5	252	3900	2 Ritzel	BU	107	3200	1	ZUB 48 2)
4.4 x 14.5	252	3900	2 Ritzel	DL	95	3200	—	—
4.4 x 16.0	280	4400	2 pinion	BU	125	3000	1	ZUB 50
5.0 x 17.5	400	6700	2 Ritzel	BU	165	3200	1	ZUB 58
5.0 x 17.5	400	6400	Zentral	BU	150	3500	1	ZUB 58
4.6 x 15.5	297	4700	Central	BU	110	3600	1	ZUB 55
4.4 x 15.5	270	4000	2 Ritzel	BU	110	3200	1	ZUB 48
4.8 x 15.5	330	5200	2 Ritzel	BU	150	3000	1	ZUB 55
5.0 x 16.5	386	6200	Zentral	BU	220	2700	2	7.0 m Ø
5.0 x 16.5	415	6400	Ringmotor	BU	145	4000	1	ZUB 68
5.0 x 16.5	415	6400	Ringmotor	BU	145	4000	1	ZUB 68
5.0 x 16.5	415	6400	Wrap around motor	BU	180	3200	1	ZUB 68
1) BU = Becherwerks-Umlauf-Mahlanlage Closed circuit grinding mill DL = Durchlaufmühle Compound mill 2) ZUB = Zyklon-Umluftsichter Cyclone air separator								

11.5. Größen von Rohrmühen; siehe Tabelle 11.5.1.

11.5. Tube mill dimensions; see table 11.5.1.

(Kawasaki Heavy Industries, Japan) [136].

(Kawasaki Heavy Industries, Japan) [136].

Tabelle 11.5.1.

Table 11.5.1.

Mühlen-Antriebskraft Mill driving power		Innerer Mühlendurchmesser Inside shell diameter	Mühlenlänge Mill shell length
kW	HP		
		meter	meter
370	500	2.3 - 2.6	4.6 - 6.5
750	1000	2.7 - 3.2	5.4 - 9.0
1100	1500	3.0 - 3.7	6.0 - 10.0
1500	2000	3.2 - 4.0	6.5 - 10.5
1900	2500	3.5 - 4.2	7.0 - 11.0
2200	3000	3.7 - 4.5	7.5 - 11.5
3000	4000	4.0 - 4.8	8.0 - 12.0
3700	5000	4.3 - 5.1	8.5 - 13.5
4500	6000	4.5 - 5.3	9.0 - 14.0
5200	7000	4.7 - 5.5	9.5 - 14.5
6000	8000	4.9 - 5.5	11.0 - 15.0
6700	9000	5.1 - 5.5	12.0 - 15.5
7500	10000	5.2 - 5.5	14.5 - 16.5

12. Mahlung im geschlossenen Kreislauf

Bei der Mahlung im geschlossenen Kreislauf passiert das Grobkorn die Mühle mehrmals. Das Feinkorn wird als Fertigprodukt im Sichter abgeschieden und kehrt nicht mehr zur Mühle zurück. Durch sofortige Ausscheidung des Feinkornes aus der Mühle hat dieses eine gleichmäßige granulometrische Zusammensetzung.

Die einmalige Durchlaufmahlung in langen Verbundrohrmühlen erzeugt eine große Anzahl unterschiedlicher Körnungen, also ein breites Kornband; dies schließt auch Korngrößen ein, die für die Qualität des Mahlproduktes ungünstig sind.

Die Mahlarbeit selbst wird nur von der Mühle geleistet. Der Windsichter scheidet nur das Feinkorn aus, das bereits im Mahlprodukt enthalten ist; er verbessert die zerkleinerungstechnischen Bedingungen des Mahlaggregates.

Sichtermahlanlagen umfassen: die Rohrmühle, Becherwerke, Windsichter und Gebläse (siehe Fig. 12.1.). Diese Hilfsaggregate erfordern einen zusätzlichen Arbeitsbedarf, der etwa 10 bis 20 % des Arbeitsbedarfs der Mühle beträgt. Es ist schwer zu beweisen, daß die Sichtermühle einen geringeren spezifischen Arbeitsbedarf erfordert. Bei höheren Blainefinheiten ist jedoch der Arbeitsbedarf der Umlaufmühle günstiger.

Fig. 12.1. stellt dar: a. Mahlsystem im geschlossenen Kreislauf
b. Mahlsystem im offenen Kreislauf

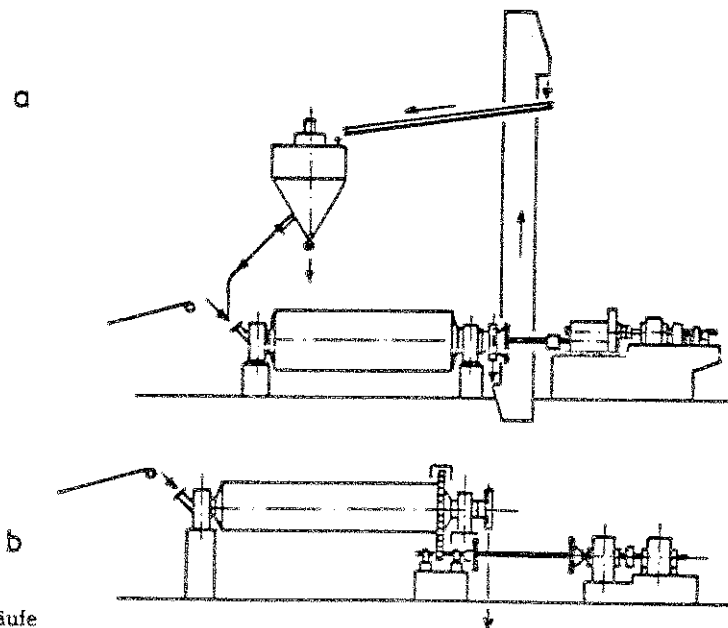


Fig. 12.1. Mahlkreisläufe

12. Grinding in closed circuit

When grinding in closed circuit, the coarses pass through the mill several times. In the separator the fine particles are separated as finished product and do not return into the mill. Because of almost immediate removal of the fine particles from the mill, the fines are characterized by an even granulometric composition.

One pass open circuit grinding performed in long compound mills generates a large number of different particle sizes, thus a broad range of particle sizes; this also includes particle sizes which contaminate the end product.

The grinding work is performed exclusively by the mill. The separator removes only the fine particles which are already a component of the ground mill product; the separator thus improves the size reduction conditions of the grinding unit.

Closed circuit grinding plants consist of the tube mill, the elevators, the separators and the fan (see Fig. 12.1.). These auxiliary units require additional energy which amounts to 10–20 % of the mill's energy requirement. It is hard to prove that the separator mill requires a lower specific grinding energy. At higher Blaine numbers however, the energy requirement for a closed circuit grinding mill is more advantageous.

Fig. 12.1. shows: a. Closed circuit grinding system
b. Open circuit grinding system

Fig. 12.1. Grinding circuits

Bei der Vermahlung von Zement ist nicht nur die Blainezahl maßgebend; der Zement muß auch eine charakteristische granulometrische Zusammensetzung haben.

Große Blainezahlen werden meistens von den kleinsten Körnungen bestimmt. Die kleinsten Körnungen sind jedoch nicht für die Erhärtung des Zementes maßgebend. Bei der Kreislaufmahlung verläuft der Mahlprozeß im Bereich größerer Körnungen; dadurch wird die Erzeugung von unerwünschtem Feinstkorn — welches bei der Durchlaufmahlung gebildet wird — vermieden. Umlaufmühlen erzeugen ein mittelbreites bis schmales Kornband. Dies spricht für die Überlegenheit der Sichtertermühle gegenüber der Verbundmühle.

Nach *Börner* [138] erzeugen im geschlossenen Kreislauf arbeitende Mühlen einen hydraulisch mehr aktiven Zement, d. h. daß bei gleicher Festigkeit der Verbundmühlzement um 350 Blaine feiner gemahlen werden muß.

Die spezifischen Oberflächen für die in Durchlaufmühlen ermahlenden Zementklassen sind im Durchschnitt nach *Keil* [139]:

Für PZ 275 = 3100 cm²/g nach *Blaine*

Für PZ 375 = 3500 cm²/g nach *Blaine*

Für PZ 475 = 5200 cm²/g nach *Blaine*

Nach obigem dürften die spezifischen Oberflächen für die im geschlossenen Kreislauf ermahlenden Zementklassen die folgenden sein:

Für PZ 275 = 3100 - 350 = 2750 cm²/g nach *Blaine*

Für PZ 375 = 3500 - 350 = 3150 cm²/g nach *Blaine*

Für PZ 475 = 5200 - 350 = 4850 cm²/g nach *Blaine*

Unter Zuhilfenahme der *Jacob'schen* [106] Mahlleistungskurve, die den Zusammenhang zwischen der spezifischen Oberfläche und dem sogenannten Mahlleistungsfaktor angibt, kann die Durchsatzleistung für Zemente mit verschiedenen spezifischen Oberflächen ermittelt werden (siehe Fig. 12.2).

Nach den gegenwärtig in der BRD gültigen Zementnormen DIN 1164, Ausgabe November 1978, wurden die früheren Festigkeitsklassen 225 bzw. 275, 350, 450 und 550 kg/cm² Druckfestigkeit nach 28 Tagen in die Zementfestigkeitsklassen Z 25, Z 35, Z 45 und Z 55, d. i. Mindestdruckfestigkeit nach 28 Tagen ausgedrückt in N/mm² (N = Newton) geändert. So ist z. B. Z 45 N/mm² gleich 450 kg/cm². Die genannten Normen sehen neben Mindestwerten auch Maximalwerte für 28-Tage Druckfestigkeiten vor. Die Maximalwerte beziehen sich auf die Zementfestigkeitsklassen Z 25, Z 35 und Z 45. Die Spanne zwischen unterer und oberer Festigkeitsgrenze beträgt allgemein 20 N/mm². Die Zementklasse Z 55 hat keine obere Begrenzung der Druckfestigkeit.

In the finish grinding process, the Blaine-number is not the only consideration; the cement must also have a characteristic granulometric composition.

High Blaine numbers are mostly determined by the fractions of finest particles. However, the finest particle fractions alone do not effect the hardening capacity of the cement. In closed circuit grinding the grinding process takes place in the range of coarser particle sizes; by this means, the grinding of unwanted finest particle sizes — which commonly are generated when grinding in open circuit — is being prevented. Closed circuit grinding mills generate a range of particle sizes classified as medium-broad to narrow. This demonstrates the superiority of the separator mill over the compound mill.

According to *Börner* [138], grinding mills working in closed circuit produce cement which is hydraulically more active. This means that at the same strength, cement ground in compound mills requires a finer grinding for an amount of 350 Blaine.

According to *Keil* [139] the mean specific surfaces for different types of cement, ground in compound mills are:

For Portland Cement 275 = 3100 cm²/gram *Blaine*

For Portland Cement 375 = 3500 cm²/gram *Blaine*

For Portland Cement 475 = 5200 cm²/gram *Blaine*

According to the statement cited above, the specific surfaces of these cement types must be the following when ground in closed circuit:

For Portland Cement 275 = 3100 - 350 = 2750 cm²/gram *Blaine*

For Portland Cement 375 = 3500 - 350 = 3150 cm²/gram *Blaine*

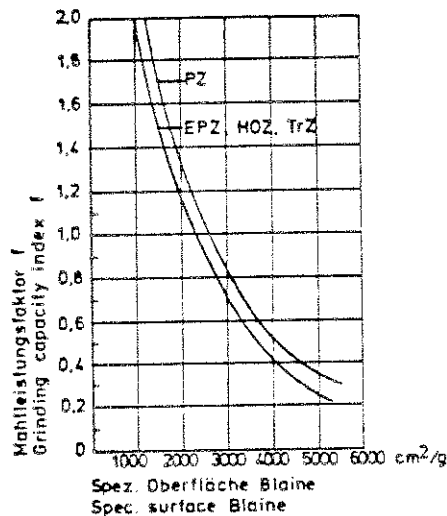
For Portland Cement 475 = 5200 - 350 = 4850 cm²/gram *Blaine*

Using *Jacob's* [106] grinding capacity curve, which correlates the specific surface and the so-called grinding capacity factor, it is possible to determine the throughput capacity for cements with various specific surfaces (see Fig. 12.2).

According to the recent German Cement Standard DIN 1164, issued in November 1978, the former Portland cement strength classes of 225 or 275, 350, 450, and 550 kg/cm² of compressive strength after 28 days, were divided into cement strength classes Z 25, Z 35, Z 45, and Z 55, i.e. the minimum compressive strength after 28 days expressed in N/mm² (N = Newton). Thus e.g. 45 N/mm² equals 450 kg/cm². In addition to minimum values, the quoted standards also require maximum values for 28 days compressive strengths. The maximum values refer to the strength classes Z 25, Z 35, and Z 45. The margin between the lower and upper strength limit is generally in the range of 20 N/mm². The cement class Z 55 has no upper limit of the compressive strength.

Was die Zementfeinheit anbetrifft so ist zu erwähnen, daß gemäß DIN 1164, für alle Zementklassen eine Blainezahl von mindestens 2200 und in Sonderfällen von nur 2000 gefordert wird. Eine obere Begrenzung für die Blainezahl ist nicht vorgeschrieben.

In diesem Zusammenhang sei bemerkt, daß die US-ASTM-Normen für Portlandzement eine Blainezahl von mindestens 2800 für die Zemente der Typen I, II, IV und V vorsehen. Für frühhochfesten Zement, Type III, wird keine Blainezahl genannt (Annual Book of ASTM Standards 1974, Part 13, Cement, lime, etc., American Society for Testing and Materials, Philadelphia, Pa. 19103, USA).



Here it may be pointed out that the minimum Blaine number for all cement types required by the German Standard is 2200, and in some exceptional cases only 2000. An upper limit of the Blaine number is not established.

Pertinent to this it may be noted that the US-ASTM Standard Specification for Portland Cement, requires a minimum Blaine number of 2800 for cement types No. I, II, IV, and V. For high early strength cement, type III, no Blaine number is quoted (Annual Book of ASTM Standards 1974, Part 13, Cement, lime, etc., American Society for Testing and Materials, Philadelphia, Pa. 19103, USA).

PZ = Portland Cement
EPZ = Iron Portland Cement
HOZ = Blast Furnace Cement
TrZ = Trass Cement

Fig. 12.2. Mahl-Leistungsdigramm

Fig. 12.2. Grinding capacity curve

Beispiel

Hierzu sei angenommen:

Eine Zementmühle hat eine Durchsatzleistung von $L = 24 \text{ t/h}$ PZ 275 mit einer spezifischen Oberfläche von $3100 \text{ cm}^2/\text{Blaine}$;

wie groß ist:

- die Durchsatzleistung L_1 für PZ 375 mit einer spezifischen Oberfläche von $3500 \text{ cm}^2/\text{g}$ Blaine und
- die Durchsatzleistung L_2 für PZ 475 mit einer spezifischen Oberfläche von $5200 \text{ cm}^2/\text{g}$ Blaine?

Lösung:

zu a. Gemäß Fig. 12.2. gehört zur Blainezahl 3100 der Mahlleistungsfaktor $f = 0.8$ und zur Blainezahl 3500 der Faktor $f_1 = 0.65$; hiermit ist

$$L_1 = \frac{L \cdot f_1}{f} = \frac{24 \times 0.65}{0.8} = 19.5 \text{ t/h}$$

zu b. Blaine 5200, Faktor $f_2 = 0.35$

$$L_2 = \frac{L \cdot f_2}{f} = \frac{24 \times 0.35}{0.8} = 10.5 \text{ t/h}$$

Example

The following assumption may be made:

The capacity of a finish mill is $L = 24 \text{ t/h}$ (metric) of Portland cement 275 with a specific surface of $3100 \text{ cm}^2/\text{gram}$ Blaine;

find:

- the throughput capacity, L_1 , when grinding Portland cement 375 with a specific surface of $3500 \text{ cm}^2/\text{gram}$ and
- the throughput capacity, L_2 , when grinding Portland cement 475 with a specific surface of $5200 \text{ cm}^2/\text{gram}$ Blaine?

Solution:

to a. According to Fig. 12.2. the grinding capacity index for Blaine 3100 is $f = 0.8$, and for Blaine 3500 the index $f_1 = 0.65$

Herewith is

$$L_1 = \frac{L \cdot f_1}{f} = \frac{24 \times 0.65}{0.8} = 19.5 \text{ t/h (metric)}$$

to b. Blaine 5200, index $f_2 = 0.35$

$$L_2 = \frac{L \cdot f_2}{f} = \frac{24 \times 0.35}{0.8} = 10.5 \text{ t/h (metric)}$$

12. Mahlung im geschlossenen Kreislauf

Danach hat eine Umstellung von PZ 275 auf PZ 375 einen Abfall der Durchsatzleistung von

$$\frac{(24 - 19.5) \times 100}{24} = 18.7 \% \text{ zur Folge}$$

und bei Umstellung von PZ 275 auf PZ 475 fällt die Durchsatzleistung um

$$\frac{(24 - 10.5) \times 100}{24} = 56.2 \%$$

Es sind nun die Durchsatzleistungen für die im geschlossenen Kreislauf ermahlenen Zementklassen zu bestimmen unter Berücksichtigung der neu ermittelten spezifischen Oberflächen und der Mahlleistungskurve in Fig. 12.2:

2750 Blaine für PZ 275;

$$\frac{0.98}{0.8} \times 24 = 29.4 \text{ t/h}$$

3150 Blaine für PZ 375;

$$\frac{0.82}{0.8} \times 24 = 24.6 \text{ t/h}$$

4850 Blaine für PZ 475;

$$\frac{0.39}{0.8} \times 24 = 11.7 \text{ t/h}$$

Die Mehrleistung gegenüber Durchlaufmahlung beträgt:

$$\text{bei PZ 275; } \frac{(29.4 - 24) \times 100}{24} = 22.5 \%$$

$$\text{bei PZ 375; } \frac{(26.4 - 19.5) \times 100}{19.5} = 26.1 \%$$

$$\text{bei PZ 475; } \frac{(11.7 - 10.5) \times 100}{10.5} = 11.4 \%$$

Um die gleichen Prozentzahlen dürfte auch der spezifische Arbeitsbedarf fallen.

Damit beweist *Jacob* die Überlegenheit der Becherwerksumlaufmühle gegenüber der einfachen Durchlaufmühle, was besonders bei der Vermahlung von hochwertigen Zementen in Erscheinung tritt. Dieselbe Meinung vertritt auch *Bellwinkel* [140]; er sagt:

1. Große Aggregate liegen im spezifischen Arbeitsbedarf 10–15 % besser als kleine Mühlen.
2. Für höhere Durchsätze ist Mahlung im geschlossenen Kreislauf mit Windsichtern zu empfehlen.
3. Für Zementvermahlung auf höhere Feinheiten ist die Umlaufmahlung vorzuziehen, weil sie anpassungsfähiger ist. Die offene Verbundmühle ist an geänderte Aufgabenstellung weniger anpassungs-

12. Grinding in closed circuit

According to this, a conversion from Portland cement 275 to Portland Cement 375 results in a capacity decrease of

$$\frac{(24 - 19.5) \times 100}{24} = 18.7 \%, \text{ and when converting}$$

from Portland cement 275 to Portland cement 475 the capacity decrease will be

$$\frac{(24 - 10.5) \times 100}{24} = 56.2 \%$$

Now there is the problem of estimating the throughput capacities for these types of cement when using closed circuit grinding and considering the new calculated specific surfaces, as well as using the grinding capacity curve in Fig. 12.2:

2750 Blaine for Portland cement 275;

$$\frac{0.98}{0.8} \times 24 = 29.4 \text{ t/h (metric)}$$

3150 Blaine for Portland cement 375;

$$\frac{0.82}{0.8} \times 24 = 24.6 \text{ t/h (metric)}$$

4850 Blaine for Portland cement 475;

$$\frac{0.39}{0.8} \times 24 = 11.7 \text{ t/h (metric)}$$

When compared with open circuit grinding, the capacity increase is:

$$\text{For Portland cement 275; } \frac{(29.4 - 24) \times 100}{24} = 22.5 \%$$

$$\text{For Portland cement 375; } \frac{(26.4 - 19.5) \times 100}{19.5} = 26.1 \%$$

$$\text{For Portland cement 475; } \frac{(11.7 - 10.5) \times 100}{10.5} = 11.4 \%$$

It can be expected that the specific power consumption will also drop by the same percentages.

With this calculation, *Jacob* proves the superiority of the closed circuit mill over the single pass open circuit mill; this is most apparent when grinding high quality cements. The same opinion is expressed by *Bellwinkel* [140]; he says:

1. The specific power demand of large grinding units is 10–15 % better than that of small mills.
2. For higher throughputs, grinding in closed circuit with separators is recommended.
3. When grinding cement with varying fineness, closed circuit grinding should be preferred because it is more flexible. The compound mill is less flexible when changing the scope of duties.

fähig. Größere Verbundmühlen, die auf Massenzemente eingestellt sind, versagen, wenn sie feinere Zemente vermahlen sollen. Änderung der Endfeinheit einer Verbundmühle erfordert eine Änderung der Zusammensetzung der Mahlkörpercharge.

4. Für gemeinsame Vermahlung unterschiedlicher Mahlkörperkomponenten ist der geschlossene Kreislauf günstiger.

Ferner ist noch zu bemerken, daß:

- a. Der mit großer Umlaufmenge ermahlene Zement weniger Feinst- und Grobkorn hat.
- b. Umlaufmahlung günstigere Verschleißzahlen aufweist.
- c. Steigende Umlaufmenge beim Zement hohe Spätfestigkeiten ergibt; geringe Umlaufmenge liefert hohe Frühfestigkeiten

Larger compound mills which are adjusted to grind general purpose cements, fail to grind fine cements. Changing the final particle size of a compound mill requires a change in the composition of the charge of grinding media.

4. For combined grinding of different grinding components, the closed circuit is more useful.

Moreover it should be noticed that:

- a. Cement ground with high circulating load contains fewer ultra-fine as well as fewer coarse particles.
- b. Closed circuit grinding yields more advantageous wear rates.
- c. Increasing circulating load when grinding cement results in high late strength; low circulating load yields high early strength cements.

12.1. Vergleich der Leistungsfähigkeit von Mühlen

Hierzu dient die auf dem Mahlbarkeitsprüfer festgestellte Mahlbarkeit als Basis. Zunächst wird aus dem Durchsatz (t/h) und dem Arbeitsbedarf (kWh) der spezifische Arbeitsbedarf (kWh/t) ermittelt. Die spezifische Oberfläche des gemahlten Zementes wird von cm^2/g auf $\text{cm}^2 \cdot 10^6/\text{t}$ umgerechnet. Mit diesem Wert errechnet man die spezifische Oberflächenarbeit (a) in $\text{cm}^2 \cdot 10^6/\text{kWh}$, die zwischen 2500 und 3000 Blaine etwa $100 \cdot 10^6 \text{ cm}^2/\text{kWh}$ beträgt. Nun wird mit Hilfe des vom Mahlbarkeitsprüfer ermittelten spezifischen Arbeitsbedarfs sowie dem gefundenen Blainewert die spezifische Oberflächenarbeit (a') errechnet. Das Ver-

hältnis $\frac{a}{a'}$ gibt einen guten Wertmaßstab für die Zerkleinerungsarbeit eines Mahlaggregates. Damit kann man auch die Arbeit von Mühlen verschiedener Werke vergleichen, da die Mahlbarkeit berücksichtigt wird. Ist $\frac{a}{a'} = 1$, dann besagt dies, daß die spezifische Oberflächenarbeit der Betriebsmahlung dem auf dem Mahlbarkeitsprüfer festgestellten Wert entspricht. Es wurde festgestellt, daß von gut arbeitenden Mahlaggregaten ein Verhältnis von $\frac{a}{a'} = 1.1$ bis 1.5 erwartet werden darf. Ist $\frac{a}{a'} < 1$, dann leistet die Mahlanlage schlechte Zerkleinerungsarbeit [140].

12.1. Comparison of grinding mill capacities

The basis for comparison is the grindability ascertained with the grindability tester. First of all, the specific power demand (kWh/t) has to be determined using the throughput (t/h) and the power demand (kWh). Then the specific surface of the ground cement should be converted from cm^2/gram to $\text{cm}^2 \cdot 10^6/\text{t}$. With this number one calculates the specific surface work (a) expressed as $\text{cm}^2 \cdot 10^6/\text{kWh}$, which for the range between 2500 and 3000 Blaine amounts to about $100 \cdot 10^6 \text{ cm}^2/\text{kWh}$. Now the specific surface work (a') should be calculated using the Blaine value as well as the specific power demand ascertained

with the grindability tester. The ratio $\frac{a}{a'}$ gives a useful standard of value for the size reduction work of a grinding unit. With this it is also possible to compare the grinding work of mills of different plants because of the circumstance that the grindability is taken into consideration. If $\frac{a}{a'} = 1$, then it is said that the specific surface work of the industrial grinding operation is equal to the value ascertained with the grindability tester. It was found that from properly working grinding units a value of $\frac{a}{a'} = 1.1$ to 1.5 can be expected. Where the ratio of $\frac{a}{a'} < 1$, the size reduction work performed by the grinding unit is poor [140].

12.2. Bauflächen für Mahlanlagen

Die Kurve in Fig. 11.4. zeigt die Ersparnis an Investitionskosten bei der Installation von großen Mahlaggregaten gegenüber kleineren Mahleinheiten. Fig. 12.3. wiederum enthält eine bildliche Darstellung und Vergleich von Bau- und Raumverhältnissen von zwei Mahlanlagen, und zwar einer Anlage mit zwei Großmühlen und einer anderen Anlage mit sechs kleineren Mühlen, sowie die daraus resultierenden Einsparungen an Baufläche, die sich aus der Anwendung von Großmühlen ergibt [141].

Es sind zwei Mahlanlagen dargestellt: eine Anlage mit zwei 4400 PS Rohrmühlen, die andere mit sechs 1500 PS Rohrmühlen; beide Anlagen erzielen angenähert dieselben Mahlergebnisse. Beide Anlagen sind im gleichen Maßstab gezeichnet. Die Größe der einzelnen Elemente wurde aus bestehenden Anlagen zusammengestellt. Die zwei-Mühlen Anlage erfordert eine Grundfläche von 963 m², während die sechs-Mühlen Anlage eine Grundfläche von 2778 m² einnimmt. Die Ersparnis an Grundfläche beträgt rund 65 % zu Gunsten der zwei-Mühlen Anlage. Die Raumersparnis ist etwa 15 % kleiner als die Einsparung an Grundfläche.

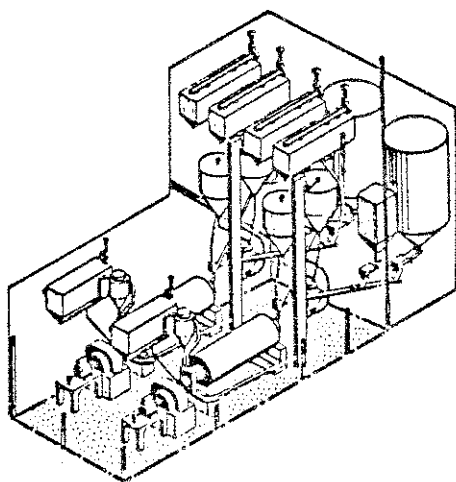


Fig. 12.3.a. Zwei 4400 PS Mühlen — Bebaute Fläche: 963 m²

Fig. 12.3.a. Two 4400 HP grinding mills — Floor space: 963 m²

12.3. Übersicht über Durchlauf- und Umlaufmühlen

Der gesamte in den Vereinigten Staaten erzeugte Zement wird in Windsichter-Umlaufmühlen vermahlen; d. h. alle Zementmühlen mit einer Jahresproduktionskapazität (nicht gleichsetzen mit wirklicher Jahresproduktion) von etwa 94 Millionen Tonnen (metrische Tonnen) im Jahre 1982 sind Windsichter-Umlaufmühlen. Auch fast alle Trocken-Rohmühlen sind Windsichtermühlen [141a].

12.2. Building space for grinding plants

The graph in Fig. 11.4. shows the savings in investment cost when installing larger grinding units as compared with smaller grinding mills. Fig. 12.3. again graphically demonstrates building and space relationship of a two-mill circuit versus a six-mill circuit of the same grinding capacity and the savings in floor space obtained with the larger mills [141].

Two grinding plants are shown: one with two 4400 HP tube mills, the other with six 1500 HP mills, both plants achieving basically the same grinding results. These two grinding circuits are drawn to the same scale and from actual plant layouts and dimensions. The two-mill line requires a floor space of 963 m², whereas the six-mill circuit requires 2778 m² of floor space; floor saving is roughly 65 % in favour of the two-mill plant. Construction volume savings are approximately 15 % lower than floor surface savings.

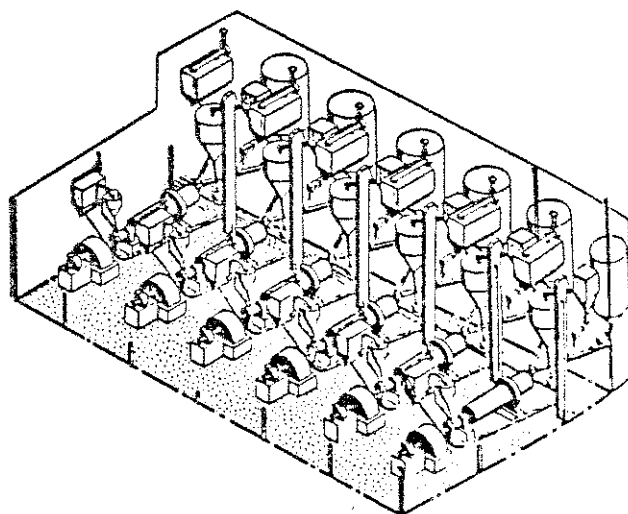


Fig. 12.3.b. Sechs 1500 PS Mühlen — Bebaute Fläche: 2778 m², Ersparnis an Baufläche: 65 %

Fig. 12.3.b. Six 1500 HP grinding mills — Floor space: 2778 m², Floor space saving: 65 percent

12.3. Survey of compound and closed circuit mills

Virtually all the cement produced in the United States is ground in closed circuit grinding mills; i.e. finished cement grinding mills with a yearly production capacity in 1982 of approximately 104 million short tons — not to take for real cement production — are closed circuit separator grinding mills. Also, almost all dry raw mills are closed circuit mills [141a].

Von allen in der Bundesrepublik Deutschland bestehenden Zementmühlen sind 35 % mit Sichtern ausgerüstet; 65 % der Mühlen mahlen den Zement im einfachen Durchlauf [142]. Die Jahresproduktionskapazität aller Zementmühlen in Westdeutschland beträgt 50 Millionen Tonnen Normal-Zement; die wirkliche Zementproduktion im Jahre 1982 betrug 35 Millionen Tonnen [141a].

Bei einer in der Sowjet-Union im Jahre 1975 erzielten wirklichen Zementproduktion von 122 Millionen Tonnen gibt es dort gegenwärtig nur eine verhältnismäßig geringe Anzahl von Zementmühlen verschiedener Größen, die im geschlossenen Kreislauf mahlen. Daß sich dort das Mahlen im geschlossenen Kreislauf noch nicht durchgesetzt hat, wird durch sowjetische Experten wie folgt begründet:

1. Übermäßige Kompliziertheit der im geschlossenen Kreislauf arbeitenden maschinellen Anlagen.
2. Häufige Defekte und Ausfälle der Hilfseinrichtungen, begründet durch deren technische Unvollkommenheit.
3. Mangel an Betriebserfahrung beim Mahlen im geschlossenen Kreislauf.
4. Ungenügende theoretische Kenntnisse auf dem Gebiete der Kreislaufmahlung und Windsichtung [143].

Of the present total of the finish mills now existing in the Federal Republic of Germany, 35 % are equipped with mechanical air separators; 65 % of the finish mills grind the cement in single pass open circuit [142]. The yearly production capacity of all finish mills in W. Germany is 50 mill. metric tons of general purpose cement. The real production in 1982 was 35 mill. metric tons of cement [141a].

At a real cement production rate of 122 mill. metric tons in 1975 in the Soviet Union, there is at present only a minimal number of finish mills of different sizes grinding cement in closed circuit. The reason closed circuit grinding mills have not succeeded (Soviet cement experts substantiate) is as follows:

1. Complexity of the machinery of closed circuit grinding arrangements.
2. Frequent defects and shut-downs of the auxiliary equipment caused by its technical imperfection.
3. Lack of operational experience of grinding in closed circuit.
4. Insufficient theoretical knowledge in the field of closed circuit grinding and air separation [143].

12.4. Feinmahlung mittels kleiner Mahlkörper

Das Durchlaufmahlen (offener Kreislauf) des Zementklinkers auf größere spezifische Oberflächen als 3000 bis 3500 Blaine bereitet infolge Neigung zu Agglomeration, Schwierigkeiten [143a]. Die Firma F. L. Smidth hat für die Feinmahlung im Durchlauf ein aus zwei Rohrmühlen bestehendes Mahlssystem geschaffen. Das Prinzip dieser Mahlanlage, auch Minipebs-Mahlanlage genannt, geht aus Fig. 12.4. hervor.

In der Grobmühle wird auf 2500–3000 Blaine vorge-mahlen. In der Feinmühle lassen sich im Durchlauf Zementfeinheiten bis 6000 Blaine erzielen [143b]. Die Feinmühle enthält über die ganze Länge 4–8 mm große Cylpebs-Mahlkörper; diese Mahlkörper werden als Minipebs bezeichnet. Diese Feinmahlung wird nach Angaben des Herstellers mit kleinerem Energieverbrauch als für normale Umlaufmahlung erreicht (siehe Tabelle 12.1.). Sowohl die Grobmühle als auch die Feinmühle sind mit innerer Wasserkühlung zur Regelung der Mahltemperatur versehen. Um Zement mit Minipebs wirtschaftlich zu vermahlen, muß ein Mahlhilfsmittel, gewöhnlich etwa 200–300 g/t Triäthanolamin, verwendet werden. Die Kornverteilungskurve für Fertizement weist den gleichen steilen Verlauf auf wie für den entsprechenden umlaufgemahlenen Zement [143c]. Dieses Mahlssystem hat sich bereits in einer Reihe von Neuanlagen bewährt [87c].

12.4. Fine grinding with small grinding media

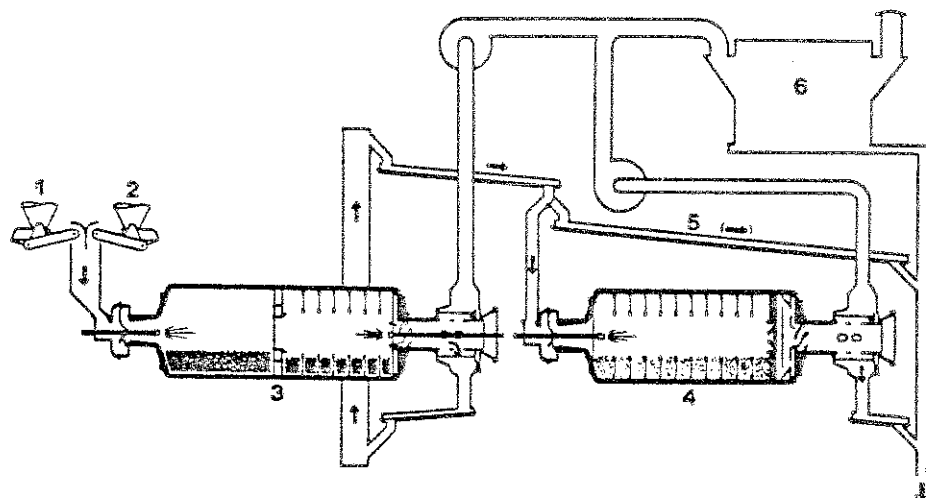
The tendency to agglomeration causes difficulties when grinding cement clinker in open circuit to higher specific surfaces than 3000–3500 Blaine [143a]. For fine grinding in open circuit, the F. L. Smidth Co. developed a grinding system consisting of two tube mills. The principle of this grinding system, also called Minipebs-system, is shown in Fig. 12.4.

Pre-grinding to a fineness of 2500–3000 Blaine is performed in the coarse grinding mill. In the open circuit fine grinding mill, fine particles of up to 6000 Blaine can be attained [143b]. The one-compartment fine grinding mill is filled with 4–8 mm cylpebs grinding media; because of its small size, the grinding media are called minipebs. According to the manufacturer, this fine grinding system requires less energy than for regular closed circuit grinding (see table 12.1.). To control the grinding temperature, both the coarse and the fine grinding mill, are equipped with water spray cooling. To make the minipebs finish grinding process economically, a grinding aid — usually 200–300 grams/t of triethanolamine — must be employed. The particle size distribution curve of the finished cement shows the same steepness as for the corresponding cement ground in closed circuit [143c]. This grinding system has already proved its usefulness in a lot of new installations [87c].

Tabelle 12.1.

Table 12.1.

Vergleich von Durchlaufmahlung mit Minipebsen und Kreislaufmahlung mit Windsichter Comparison between open-circuit grinding with minipebs and closed-circuit grinding with air separator			
Mahl-Tests Rørdal, 3. – 7. März 1969 Grinding tests Rørdal, March 3 – 7, 1969	Offener Kreislauf mit Minipebs Open-circuit grinding with minipebs		Geschloss. Kreislauf mit Sichter Closed-circuit grinding with air separator
Mühlen Mills			Offen/geschlossen % Open/closed %
Durchmesser, m Diameter, m	3.8	2.9	4.2
Länge, m Length, m	12.0	10.4	13.0
Motor, HP Motor, hp	3200	1400	4500
Mahlhilfe (TEA), g/t Grinding aid (TEA) g/t	275	275	100
kWh/t Motor Energieaufnahme kWh/t motor power consumption			
Mühlen Mills	33.7 + 13.1 = 46.8	46.4	101
Windsichter und Becherwerk Air separator and bucket elevator	0	3.2	
Summe Total	46.8	49.6	94
Endprodukt Finished product			
Blaine cm ² /g Blaine cm ² /g	3890	3940	99
Rückstand auf 45 micron Residue, 45 micron	3.6	5.0	72
Rückstand auf 25 micron Residue, 25 micron	28.5	29.7	96
Druckfestigkeit (RILEM) kg/cm ² Compressive strength (RILEM) kg/cm ²			
1 – d	209	195	107
3 – d	402	380	106
7 – d	534	517	103
28 – d	604	588	



- 1.2 Aufgabe von Klinker und Gips = Feeders for clinker and gypsum
 3 Mehrkammermühle, Primärmühle = Two-compartment mill, primary mill

- 4 Minipebsmühle, Sekundärmühle = Minipebs mill, secondary mill
 5 Fertiggut = Finished cement
 6 E-Filter = E-precipitator

Fig. 12.4. Mahlanlage mit Minipebsmühle für Zementmahlung

Fig. 12.4. Grinding system with Minipebs-mill for finish grinding

12.4.1. Combidan-Mühle

Auf der Grundlage der guten Erfahrungen mit Minipebsmühlen hat F. L. Smidth eine neue Mühleneinheit zur Vermahlung von Zementklinker mit der Bezeichnung Combidan-Mühle entwickelt.

Die in Fig. 12.5. dargestellte 2-Kammer-Mühle hat einen Durchmesser von 4.6 m bei einer Länge von 13 m. Die Größe der Mahlkörper in der Feinmahlkammer erstreckt sich von 16 mm bis auf 4 mm Durchmesser. Hierdurch wird — nach Angaben des Herstellers — eine bedeutende Verbesserung der Mahlwirtschaftlichkeit im Verhältnis zu herkömmlichen Mühlen, sowohl bei Mahlung im offenen als auch im geschlossenen Kreislauf erzielt.

12.4.1. Combidan mill

Based on the good results achieved with its Minipebs mill, F. L. Smidth has developed a new mill unit for grinding of cement clinker, called the Combidan mill.

The two-compartment mill shown in Fig. 12.5. has a diameter of 4.6 m and a length of 13 m. The sizes of the grinding media in the fine grinding compartment are in the range of 16 mm down to 4 mm diameter. This results — according to the manufacturer — in a considerable improvement in the grinding economy compared with conventional grinding mills, not only in open circuit but also in closed circuit grinding.

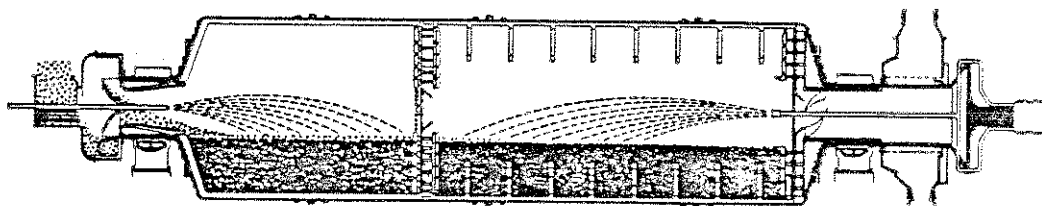


Fig. 12.5. Combidan-Mühle für Feinmahlung von Zement

Fig. 12.5. Combidan mill for fine grinding of cement

Eine neuartige Kammertrennwand verhindert das Eindringen übergroßer Materialteilchen in die Feinmahlkammer der Combidan-Mühle. Der Auslauf der Combidan-Mühle ist nach den gleichen Grundsätzen wie die Kammertrennwand konstruiert und verhindert auf diese Weise, daß kleine Mahlkörper die Mühle zusammen mit dem Mahlgut verlassen. Fig. 12.6. zeigt den Zusammenhang zwischen dem Durchschnittsgewicht und der Mahlwirtschaftlichkeit der Mahlkörper.

A new-style partition wall prevents the penetration of oversize particles into the fine grinding compartment of the Combidan mill. The outlet of the Combidan mill is designed according to the same principles as the partition wall so that small grinding balls cannot leave the mill together with the finished product. Fig. 12.6. shows the relation between the average weight and the grinding economy of the grinding media.

12. Mahlung im geschlossenen Kreislauf

12. Grinding in closed circuit

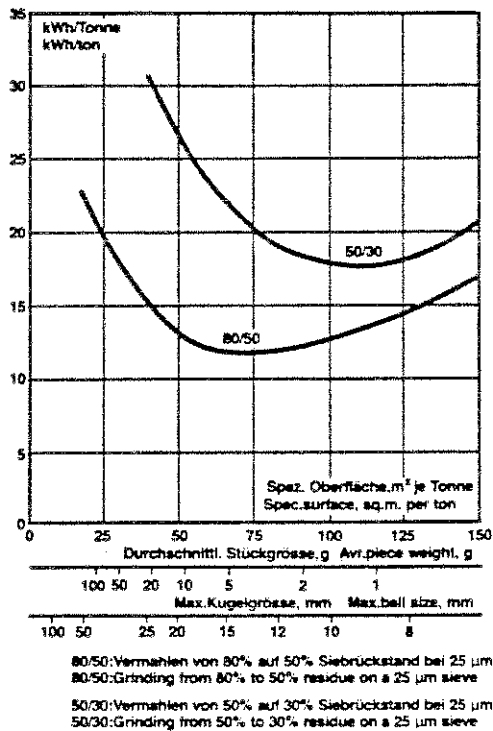


Fig. 12.6. Verhältnis von spezifischer Mahlenergie zur spezifischen Oberfläche bei Mahlung in einer Combigan-Mühle

Fig. 12.6. Specific grinding energy versus specific surface when grinding in a Combigan mill

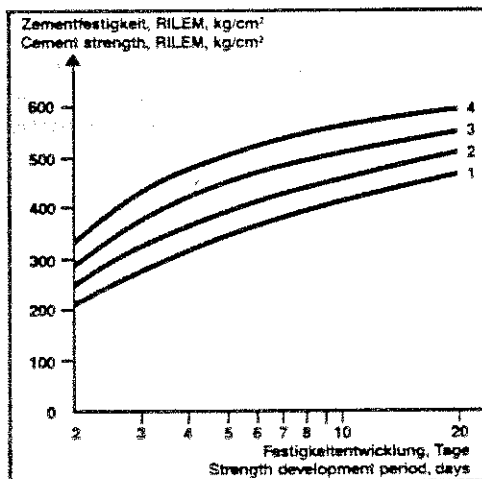


Fig. 12.7. In einer Combigan-Mühle gemahlener Zement hat bei gleichem Blaine-Wert höhere Festigkeiten

Fig. 12.7. Cement ground in a Combigan mill shows higher strengths at the same Blaine-number

Erklärung:

Kurve	Konventionelle Mühle
Curve 1	Conventional mill
Kurve	Combigan-Mühle
Curve 2	Combigan mill
Kurve	Konventionelle Mühle
Curve 3	Conventional mill
Kurve	Combigan-Mühle
Curve 4	Combigan mill

Offener Mahlkreislauf
Open grinding circuit
Offener Mahlkreislauf
Open grinding circuit
Geschlossener Kreislauf
Closed circuit
Geschlossener Kreislauf
Closed circuit

Notation:

Blainezahl
Blaine number 3000
Blainezahl
Blaine number 3000
Blainezahl
Blaine number 4000
Blainezahl
Blaine number 4000

Mahlhilfe
Grinding aid -
Mahlhilfe
Grinding aid -
Mahlhilfe
Grinding aid +
Mahlhilfe
Grinding aid +

Eine Vergleichsmahlung desselben Klinkers in einer konventionellen Mühle und in einer Combidan-Mühle zu Zement von 3000 cm²/g Blaine zeigte, daß eine Combidanmühle im offenen Kreislauf um 10 % und im geschlossenen Kreislauf um 12 % wirtschaftlicher mahlt als eine herkömmliche Mühle.

Eine weitere Vergleichsmahlung von Klinker zu Frühfestzement von 4000 cm²/g Blaine im geschlossenen Kreislauf ergab eine um 14 % bessere Mahlwirtschaftlichkeit als die Mahlung desselben Materials in einer herkömmlichen Mühle.

Ferner hat gemäß F. L. Smidth ein in einer Comidan-Mühle gemahlener Zement aus gleichem Klinker und gleichem Blaine-Wert höhere Festigkeit als Zement aus einer herkömmlichen Mühle; dieses Verhältnis ist aus Fig. 12.7. ersichtlich [87c].

A comparative grinding of the same clinker in a conventional mill and in a Combidan mill to cement of 3000 cm²/g Blaine showed that the grinding economy of a Combidan mill when grinding in open circuit was 10 % and in closed circuit 12 % better than in a conventional mill.

Another comparative closed circuit grinding of clinker to high early strength cement of 4000 cm²/g Blaine, showed a 14 % better grinding economy compared to grinding of the same mill feed in a conventional mill.

Besides, F. L. Smidth found that cement from the same clinker ground in a Combidan mill to the same Blaine fineness showed higher strengths than cement in a conventional mill; this relation is shown in Fig. 12.7. [87c].

13. Rollenmühlen, Walzenmühlen usw.

Als Folge der Entwicklung von Schwebegas-Wärmetauscheröfen und von hochverschleißfesten Stahlsorten finden schnellaufende Mühlen wieder mehr Verwendung in der Zementindustrie. Die Anzahl der in der Zementindustrie verwendeten Rollenmühlen zeigt eine ansteigende Tendenz [142].

Rollenmühlen bzw. Walzenmühlen haben einen geringeren spezifischen Energieverbrauch als Schwerkraftmühlen, nehmen pro Leistung und Einheit weniger Platz ein bei wesentlich niedrigeren Investitionskosten. Rollenmühlen sind als Luftstrommühlen ausgebildet. Mit eingebautem Windsichter mahlen diese Mühlen im geschlossenen Kreislauf fast immer als Mahltrocknungsmühlen.

Rollenmühlen bzw. Walzenmühlen werden jetzt für Durchsatzleistungen über 500 t/h Zementrohmehl gebaut (Loesche-Mühle, Polysius-Zwillingsrollenmühle, Pfeiffer-MPS-Mühle, SKET/ZAB-Rollenmühle).

Das Arbeitsprinzip der Rollenmühlen beruht darauf, daß auf einer horizontal rotierenden Mahlplatte oder Mahlschüssel zwei bis vier Mahlwalzen, deren Achsen in Schwinghebeln befestigt waren, abrollen. Bei kleineren Mühlen sind diese Hebel durch Stahlfederung verbunden (Federkraftmühlen), während bei größeren Einheiten der Mahldruck, d. h. die Anpressung der Mahlwalzen auf das Mahlgut hydropneumatisch erzeugt wird.

13.1. Loesche-Walzenmühle (Loesche GmbH, Düsseldorf)

Fig. 13.1. stellt eine Schnittzeichnung einer Loesche-Mühle mit Kreiselsichter dar. Die Andruckvorrichtung der Mahlwalzen auf das Mahlgut in der Mahlschüssel ist hydropneumatisch [144].

Die Aufgabe des Mahlgutes in die Mühle erfolgt von oben zentral auf die Mahlbahn; durch Zentrifugalkraft gerät dann das Mahlgut unter die Walzen. Ein an der Peripherie der Mahlbahn befindlicher Staurand bewirkt die Bildung eines Mahlbettes. Das zerkleinerte Mahlgut wird über den Staurand nach außen geworfen. Hier wird es von einem aufsteigenden Luftstrom (erzeugt durch ein spezielles Mühlengebläse) erfaßt und zu dem über der Mahlbahn befindlichen Luftstromsichter emporgetragen, in dem die Trennung des Grobkornes vom Feinkorn erfolgt. Das Grobkorn fällt zwecks nochmaliger Mahlung ins Mühleninnere zurück, während das Feingut zusammen mit der Mühlenluft die Mühle und den Sichter verläßt. Der Sichter ist ein Luftstrom-Kreiselsichter, der unmittelbar auf die Mühle montiert wird [145].

13. Roller mills

As a result of the development of suspension preheater kilns, and of a variety of high wear resistant steels, fast running mills are becoming increasingly popular with the cement industry. The number of roller mills employed in the cement industry shows an upward trend [142].

Roller mills have a lower specific energy consumption than tumbling mills, and require less space per unit and capacity at substantial lower investment costs. Roller mills are developed to work as air-swept grinding mills. With built-in air separators these mills grind in closed circuit, almost always as drying-grinding mills.

Roller mills are now operated with throughput capacities of more than 500 tons per hour of cement raw mix (Loesche-mill, Polysius double roller mill, Pfeiffer-MPS-mill, SKET/ZAB-roller mill).

The working principle of roller mills is based on two to four grinding rollers with shafts carried on hinged arms and riding on a horizontal grinding table or grinding bowl. In smaller mills the pressure of the grinding rollers was effected by helical steel springs, connecting the hinged arms (spring type roller mills), whereas in larger mills the grinding pressure of the rollers upon the mill feed is effected hydropneumatically.

13.1. Loesche roller mill (Loesche GmbH, Düsseldorf, W.-Germany)

Fig. 13.1. shows a cross-section of a Loesche-mill with a conical rotor type classifier. The pressure arrangement of the grinding rolls upon the mill feed in the grinding bowl is hydropneumatically [144].

The mill feed is introduced into the mill from above, falling centrally upon the grinding table; then it is thrown by centrifugal force underneath the grinding rollers. A retention ring on the periphery of the grinding table forms the mill feed into a layer, called the grinding bed. The ground material spills over the rim of the retention ring. Here an uprising air stream (generated by a special fan), lifts the material to the rotor type classifier located at the top of the mill casing where the coarse particles are separated from the fines. The coarses drop back into the center of the grinding compartment for further size reduction whereas the fines together with the mill air leave the mill and the separator. The separator is an air-stream gyroscopic classifier which is installed directly on the mill [145].

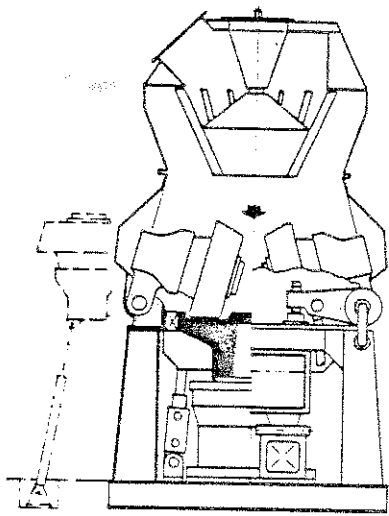


Fig. 13.1. Loesche-Walzenmühlen mit Kreissichter, druckstoßfester Kohlenmühle und 4-Walzen Rohmehlmühle

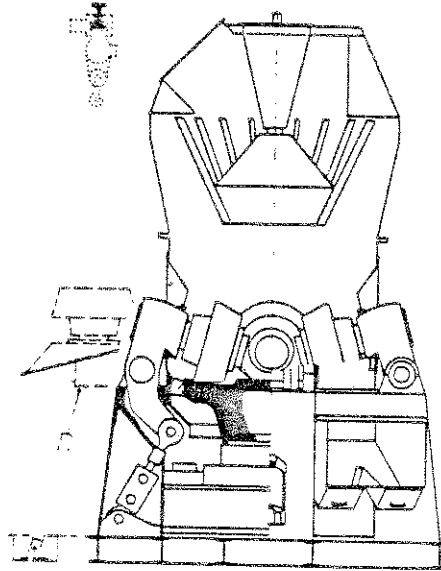


Fig. 13.1. Loesche roller mills with gyroscopic classifiers, pressure shock-resistant coal mill, and 4-roller raw mix mill

Der Kreissichter ermöglicht eine Feineinstellung des Mahlgutes von rund 600 bis 40 μm . Er besteht aus einem abgestumpften kreiskegelförmigen Rotor, an dessen Umfang eine Reihe von Leisten angebracht ist. Der Rotor ist mit einem konischen Gehäuse umgeben, welches den Luftstrom einengt und aufwärts leitet. Der Rotor dreht sich mit verhältnismäßig geringer Geschwindigkeit um seine vertikale Achse und erteilt so dem mit Staub beladenen Luftstrom eine Zentrifugalbeschleunigung; dadurch werden die größeren Teilchen aus dem Luftstrom gegen das konische Gehäuse abgelenkt, wo diese Teilchen dann zwecks weiterer Vermahlung abwärts in die Mühle gleiten. Das Feingut verläßt den Sichter mit dem Luftstrom. Der Kreissichter ist in Fig. 13.1. teilweise dargestellt.

Der vertikale Transport des Mahlgutes von der Mahlbahn zum Windsichter mit Hilfe eines Heißgasstromes macht die Walzenmühlen besonders für Mahltrocknung geeignet, um so mehr, weil hier die Umlaufmenge das 8- bis 10fache der Aufgabemenge beträgt; als Luftstrom kann heißes Abgas, das im Zementwerk zur Verfügung steht, zum gleichzeitigen Trocknen verwendet werden.

Die Feinheit des Mahlproduktes kann durch Änderung der Geschwindigkeit des Windsichter-Rotors eingestellt werden.

Die Mahlteile der Walzenmühle, bestehend aus Walzenmänteln und einer segmentierten Mahlbahn, unterliegen je nach abrasiven Eigenschaften des Rohmaterials einem Verschleiß, der die Auswechslung nach ein bis zwei Jahren Laufzeit erforderlich macht. Je nach Walzengröße können 50–100 mm der Mahlteile abgemahlen werden, ohne daß die Leistung

The gyroscopic classifier controls product sizes from 600 to 40 microns. It consists of a truncated conical rotor, with a series of vertical bars attached to the circumference. Around this rotor is a conical housing for confining and directing air currents upward. The rotor revolves on a vertical shaft at relatively slow speeds and imparts a centrifugal motion to the material-laden air current, deflecting the coarser particles out of the air stream against the conical housing, where the particles slide into the mill for further grinding. The fine product moves out of the separator with the air discharge. The gyroscopic classifier is partially shown in Fig. 13.1.

The vertical transportation of the ground material from the grinding table to the air separator through the use of a hot gas stream, makes the roller mill particularly suitable for simultaneous drying and grinding, especially since the circulating load totals 8 to 10 times the amount of the mill feed. Hot exit gases which are available in a cement plant can be used as the uplifting air stream for simultaneous drying.

Product fineness is controlled by varying the speed of the separator rotor.

The grinding parts of the roller mill, consisting of roller shells and of a segmental grinding ring, show a wear rate appropriate to the properties of the raw material. The wear parts require replacement after 1–2 years of operating time. According to the roller sizes, 2–4 inches of the grinding parts can be used up, without a noticeable decrease in mill capacity. A

merklich absinkt. Bei der Loesche-Mühle lassen sich die Walzen aus dem Mühlengehäuse ausschwenken, so daß die Walzenmängel innerhalb eines Tages durch neue ersetzt werden können. Für planmäßigen Ersatz abgemahlener Walzen ist zu sorgen. Bei der Vermahlung von Zementrohmaterial beträgt der Netto-Verschleiß der Mahlteile wie Walzen und Mahlring etwa 3–5 g/t Mahlgut [146].

Einsatzbereich und Arbeitsbedarf

Das Aufgabegut (Zementrohmaterial) kann max. 20 % Feuchtigkeit enthalten. Die Feinheit des Rohmehls wird für die Zementherstellung zwischen 6 und 20 % Rückstand auf dem DIN-Sieb 0.09 mm (4900 M/cm²) eingestellt. Leistungen von über 500 t/h Zementroh-mehl aus einer Mühleneinheit sind nach Angaben des Herstellers verwirklicht.

Fig. 13.2. zeigt die zur Verfügung stehenden Loesche-Mühlentypen, deren Leistungsbereiche und installierte Antriebsleistungen [147].

Betriebsergebnisse indizieren einen spezifischen Arbeitsbedarf von 13 kWh/t, am elektrischen Zähler gemessen, bei einer Vermahlung von Zementrohma-

hydraulic roller swing-out arrangement simplifies maintenance work, and allows for replacement of the wear parts within one day. Worn out roller rings should be replaced periodically. The wear rates when grinding cement raw material are for grinding parts as rollers and grinding ring about 3–5 grams/mt of ground material [146].

Range of application and power requirement

The maximum moisture of the mill feed (cement raw material) can amount to 20 %. Generally, the fineness of the mill product can be adjusted in the range between 94 and 80 % passing 170 mesh. Capacities of more than 500 t/h of cement raw mix are quoted.

Fig. 13.2. shows a selection chart of Loesche-mills, outlining sizes, capacities and appropriate power requirements [147].

Operational results indicate a specific power requirement of 13 kWh/mt, measured on the electric meter, when grinding semi-hard cement raw material to a

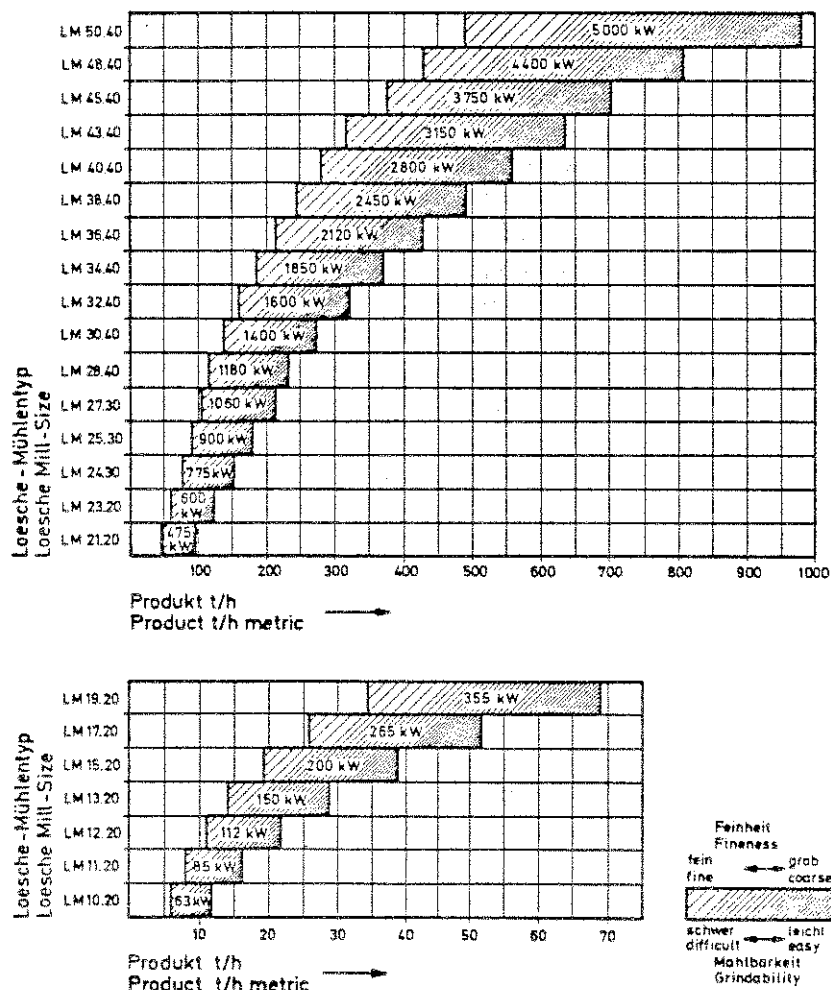


Fig. 13.2. Durchsatzleistungen und Antriebe von Loesche-Walzenmühlen

Fig. 13.2. Capacities and drives of Loesche roller mills

terial mittlerer Härte auf eine Feinheit von 12 % Rückstand auf dem DIN-Sieb 0.09 mm (4900 M/cm²) und 1 % Rückstand auf dem DIN-Sieb 0.2 (900 M/cm²) und bei einer Aufgabeeinheit von etwa 8 %. Der Wert des Energieverbrauches erlaubt die Antriebe für den Aufgeber, die Mühle mit Sieb, das Mühlengebläse und den Elektrofilter. Der spez. Arbeitsbedarf ist praktisch unabhängig von der Mühlengröße.

Die Erzeugung von Kohlenstaub in Zentrilmahlanlagen, die heute üblicherweise für die Befeuerung von Drehöfen installiert werden, erfordert einen elektrischen Energiebedarf von 20–24 kWh/t, bei einer Kohlenstaubeinheit von 10–15 % Rückstand auf dem DIN-Sieb 0.09 mm. Dazu kommt die Energie für die Einblasung des Kohlenstaubes in den Drehofenbrenner bzw. Vorcalciner.

Bei Bemessung des Mühlengebläses ist zu beachten, daß der Mühlenwiderstand von Walzenmühlen mit steigender Größe zunimmt. Der Widerstand beträgt bei gleicher Mahlbarkeit und Ausmahlung 40–90 mbar.

Fig. 13.3. zeigt ein Fließschema einer Loesche-Mühlenanlage zur Mahltrocknung von Zementrohmaterial mit Abgasen eines Wärmetauscherofens. Diese

fineness expressed as 88 % passing the 170 mesh sieve (ASTM) and 99 % passing the 70 mesh sieve, at 8 % moisture of the mill feed. The energy requirement comprises the drives for the mill and separator, the mill feeder, mill blower, and the E-precipitator. Practically, the specific energy consumption is independent on the mill's size.

Generation of coal dust in central grinding plants which presently are mostly installed for firing of rotary kilns, requires an electrical energy consumption of 20–24 kWh/mt, at a coal dust fineness expressed as 85–90 % passing the 170 mesh sieve (ASTM). Additional energy is required for blowing the coal dust into the rotary kiln burner, or into the precalciner.

When sizing the mill blower it should be taken into consideration that the resistance of roller mills rises with increasing mill size. At the same grindability, and at the same particle size of the finished product, the resistance is in the range of 40–90 mbar.

Fig. 13.3. shows a flow chart of a Loesche-mill for drying-grinding of cement raw material, applying exit gases from a preheater kiln. Besides regular opera-

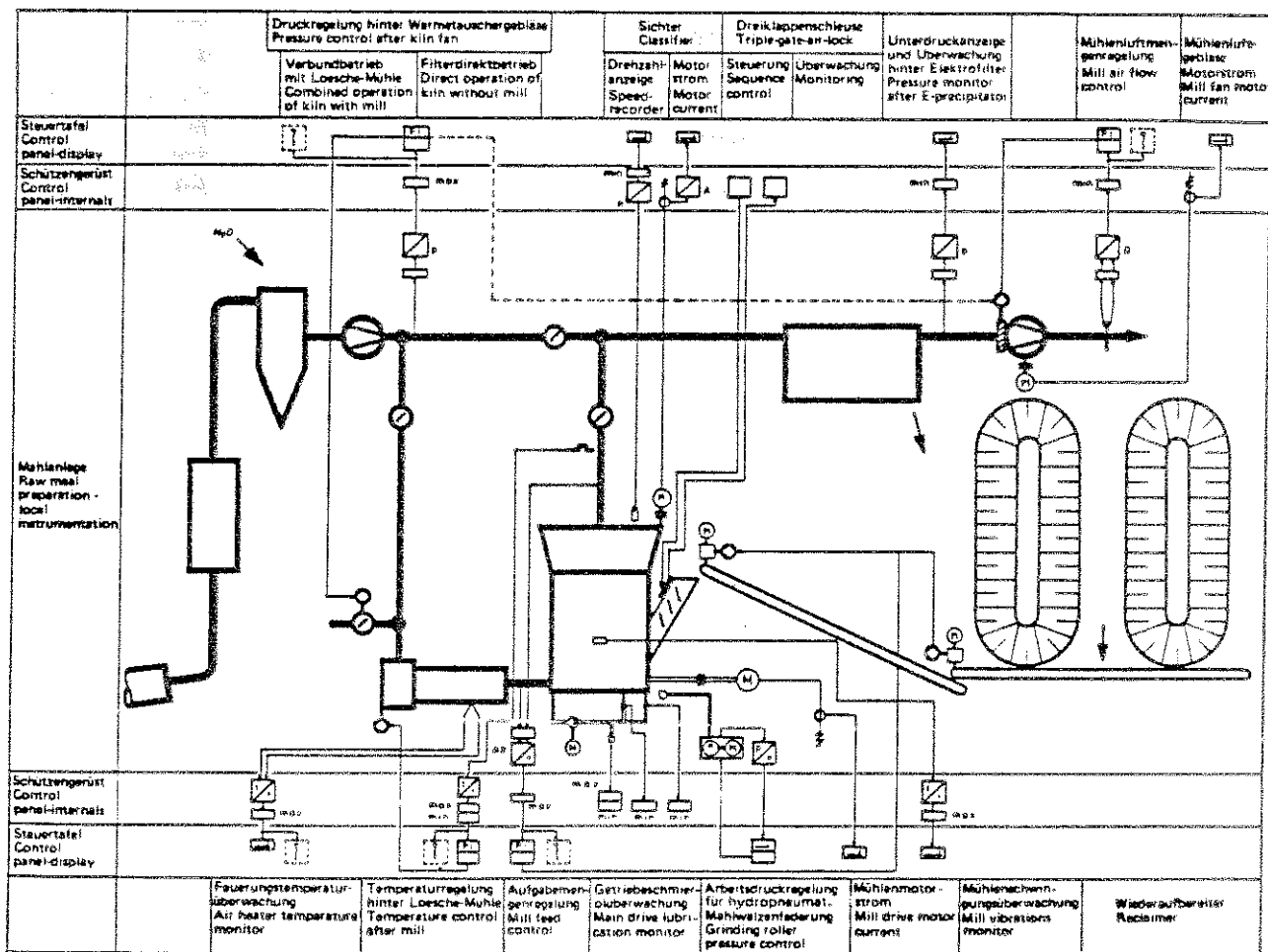


Fig. 13.3. Fließbild einer Loesche-Mahltrocknungsanlage

Fig. 13.3. Flow chart of a Loesche drying-grinding plant

Schaltung erlaubt außer dem normalen Betrieb, bei dem die Abgase des Ofens der Mühle zugeführt und hier, wenn nötig, durch zusätzliche Heißgase ergänzt werden, auch die Möglichkeit, bei abgestellter Mühle die Ofenabgase vom Kühlturm dem Staubfilter direkt zuzuführen. Für verschiedene Betriebsbedingungen bestehen gesonderte Regelkreise.

tion, at which the kiln exit gases pass the mill, and, if necessary, are boosted by an air heater, this arrangement allows the gases to bypass the mill, and to enter the dust collector, after cooling in a spray tower. There are separate control loops for various operating conditions.

13.2. Kugelmühl (Peters-Mühle der Claudius Peters AG, Hamburg)

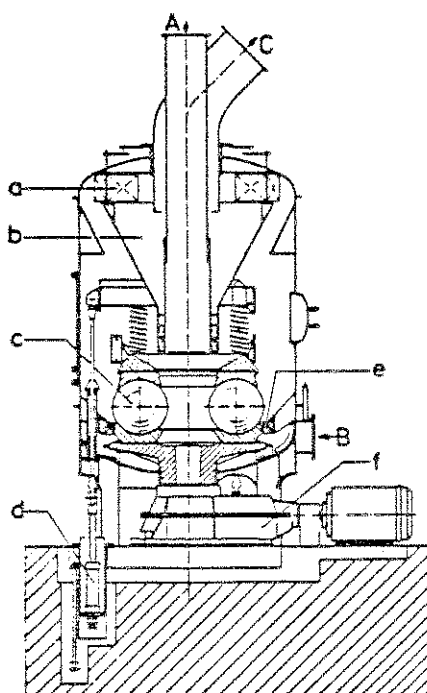
Die Peters-Mühle (früher Fuller-Peters-Mühle genannt) wird in der Zementindustrie hauptsächlich zur Mahlung von Kohle verwendet. Die Peters-Mühle wird seit einigen Jahren in druckstoßfester Bauweise (DSF — 3.5 bar) für Kohlevermahlung geliefert. Diese Mühle besteht im wesentlichen aus dem Mahlraum, dem Sieb und dem Antriebsgetriebe. Im Mahlraum rotiert der untere Mahlring, während der obere stationär ist. Durch einstellbare Stahlfedern oder durch hydraulische bzw. hydraulisch-pneumatische Druckvorrichtung wird der obere Mahlring gegen die dicht nebeneinander gelagerten Mahlkugeln gepreßt, die zwischen den beiden Ringen wie in einem Kugellager rollen.

Das Mahlgut wird durch eine Zuteilvorrichtung entweder zentral durch den Mühlensichter oder seitlich durch den Mühlenmantel in den Mahlraum eingeführt und gelangt durch Zentrifugalkraft zwischen

13.2. Ball race mill (Peters-mill of the Claudius Peters Joint Stock Company, Hamburg, W. Germany)

The cement industry employs the Peters-mill (previously called Fuller-Peters-mill) mostly for coal grinding. It is a few years now that the shockproof construction (shock resistance — 3.5 bar) of the Peters-mill was designed for coal grinding. Essentially this mill consists of the grinding compartment, the separator, and the drive machinery. The grinding compartment is formed by the grinding rings, the lower one rotating and the upper one stationary. Adjustable steel springs or hydraulic as well as hydraulic-pneumatic pressure devices, press the upper grinding ring against the grinding balls which are set close to each other. The grinding balls roll between the rings as in a ball bearing.

A feeder introduces the mill feed either centrally through the mill classifier or laterally through the mill shell into the grinding compartment where centrifugal force throws it underneath the grinding balls.



- A Rohkohlen-Eintritt = Raw coal inlet
- B Warmluft-Eintritt = Hot air inlet
- C Staub-Luftgemisch-Austritt = Outlet of dustladen air
- a Regelklappen zum Einstellen der Mahlfeinheit = Adjustable vanes to select fineness of grinding
- b Windsichter = Air separator
- c Mahlzone = Grinding area
- d Hydraulische Druckvorrichtung = Hydraulic thruster
- e Düsenring-Leitschaufel = Guide blade of nozzle ring
- f Mühlengetriebe = Mill gear

Fig. 13.4. Peters-Mühle

Fig. 13.4. Peters-mill

die Mahlkugeln. Das gemahlene Gut tritt dann an der Peripherie des Mahlsatzes aus und wird von einem vertikalen Luftstrom erfaßt und dem Siebtrichter zugeführt. Das im Siebtrichter abgeschiedene Grobkorn fällt in die Mahlzone zurück, während das Feingut zusammen mit der Luft die Mühle verläßt.

Feuchtes Aufgabegut kann innerhalb der Mühle durch Zufuhr von Luft oder inerten Gasen von entsprechend hoher Temperatur intensiv getrocknet werden. Eintrittstemperaturen der Gase bis zu 400 °C sind, nach Angaben des Erzeugers, ohne weiteres zulässig.

Die Peters-Mühle, Type EM, ist mit hochverschleißfesten Stahlguß-Mahlkugeln, die als Hohlkugeln ausgebildet sind, ausgerüstet; der Kugeldurchmesser beträgt, abhängig von der Mühlengröße, bis zu 1250 mm.

In Fig. 13.4. ist die Peters-Mühle in druckstoßfester Bauweise schematisch dargestellt.

Fig. 13.5. stellt einige der gebräuchlichsten Systemauslegungen von Claudius Peters Mahlanlagen dar. Bild 1 direkte Einblasmühle, Bild 2 indirekte Einblasmühle mit Abgasteilstrom ins Freie, Bild 3 Zentralmahlanlage mit Kohlenstraubsilo und Peters Staubpumpe, Wärmetauschergase oder Heißgaserzeuger für Mahltrocknung.

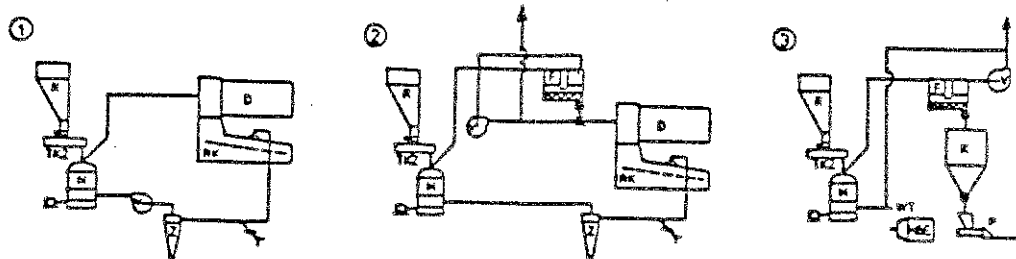
The ground material leaves the grinding set on the periphery; here an uprising air stream lifts the material to the separator. The classifier rejects return to the grinding compartment, whereas the fines leave the mill with the air.

Wet mill feed can be dried inside the mill by applying hot air or inert gases of proper temperature. According to manufacturer's statements, inlet gas temperatures up to 400 °C are admissible with no special precautions.

The Peters-mill, Type EM is supplied with high wear resistant cast steel grinding balls which are manufactured as hollow spheres. Depending upon the mill size, ball diameters go as high as 1250 mm.

Fig. 13.4. shows a scheme of the shock-proof design of the Peters-mill.

Fig. 13.5. represents some of the most common system layouts of Claudius Peters coal grinding plants. Picture 1 shows a direct firing mill, picture 2 an indirect firing mill with partial flow of exhaust air being conveyed into the open air, picture 3 a central grinding plant with coal dust silo and Peters dust pump, gases from the heat exchanger or hot gas generators for the grinding-drying process.



R Rohkohlebunker = Raw coal bin
TKZ Trogkettenzuteiler = Through chain feeder
M Mühle = Mill
HGE Heißgaserzeuger = Hot gas generator
V Ventilator = Fan
Z Zyklon = Cyclone

F Filter = Filter
K Kohlenstaubsilo = Coal dust silo
D Drehofen = Rotary kiln
RK Rostkühler = Grate cooler
WT Wärmetauschergase = Heat exchanger gases
P PETERS-Pumpe = Peters Pump

Fig. 13.5. Darstellung verschiedener Systemauslegungen von Claudius Peters Kohlemahlanlagen

Fig. 13.5. Schemes of various system layouts of Claudius Peters coal grinding plants

Fig. 13.5.a. stellt die Kennlinien der Peters Kugelmühlmodell EM bei Kohlevermahlung dar. Durchsatz in t/h in Abhängigkeit von der Mahlbarkeit nach Hardgrove H°, der Mahlfeinheit in % Rückstand auf dem Sieb 0.09 mm und der Mühlengröße [147a].

Fig. 13.5.a. shows the characteristic lines of the Peters ball race mills, Type EM for coal grinding. Throughput in t/h depending on the grindability according to Hardgrove H°, the grinding fineness expressed as % residue on the No. 170 sieve, and the mill size [147a].

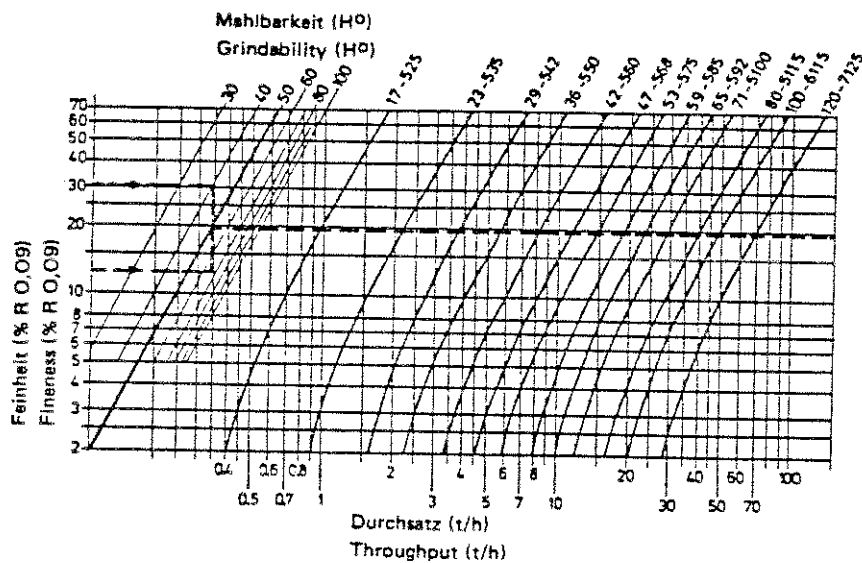


Fig. 13.5.a. Peters Kugelringmühle Modell EM — Zusammenhang zwischen Durchsatz, Mühlengröße und Mahlbarkeit von Kohle

Fig. 13.5.a. Peters ball race mill, model EM — relation between throughput, mill size, and grindability of coal

13.3. Raymond-Federrollenmühle

In der Zementindustrie der Vereinigten Staaten ist die Raymond-Rollen-Mühle [148] zur Mahlung und gleichzeitiger Trocknung von Kohle weit verbreitet. Diese Mühle besitzt alle charakteristischen Merkmale der bereits oben beschriebenen Rollen-Mühlen; sie besteht im wesentlichen aus einem Mahlring, der in einer rotierenden Mahlschüssel befestigt ist. Die Mahlwalzen werden durch Federdruck an den Mahlring gepreßt. Die Umfangsgeschwindigkeit der Mahlschüssel beträgt 5.3 bis 6.5 m/s.

Fig. 13.6. zeigt Fragmente von Mahlring und Mahlwalzen von Raymond Federrollen-Mühlen. Fig. 13.6.a. ist eine mit Saugzug-Feuerung direkt mahlende Mühle; Fig. 13.6.b. ist eine mit Luftdruckfeuerung direkt mahlende Mühle. Die unterschiedliche Ausbildung von Mahlring und Mahlwalzen ist durch die verschiedenartige Leitung der Warmluft bei Druck- bzw. bei Saugzug-Feuerung bedingt.

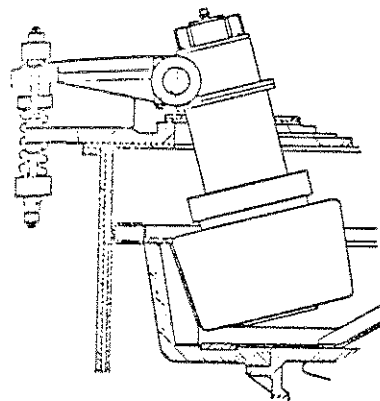


Fig. 13.6. Mahlring und Mahlwalzen der Raymond-Mühle

13.3. Raymond bowl type ring mill

The Raymond bowl type ring mill [148] for coal drying-grinding is widely used in the American cement industry. This mill has all the characteristic features of the roller mills described above; it consists essentially of a replacable grinding ring, carried by a rotating grinding bowl. The grinding rollers are pressed by springs against the grinding ring. The ring rim speed of the grinding bowl is 5.3 to 6.5 m/s.

Fig. 13.6. shows portions of grinding bowl and rollers of Raymond bowl type ring mills. Fig. 13.6.a. is a direct grinding mill with suction firing; Fig. 13.6.b. is a direct grinding mill with pressurized firing. The different design of grinding bowl and rollers results from the deviating lines of the hot air at pressurized and suction firing respectively.

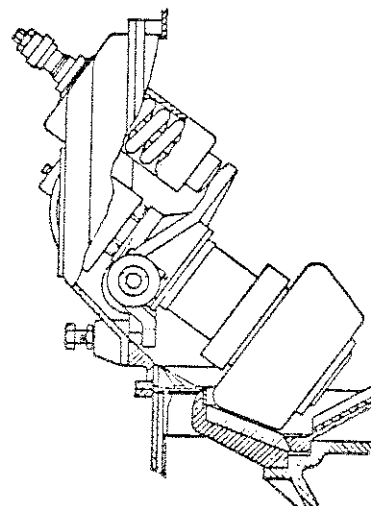
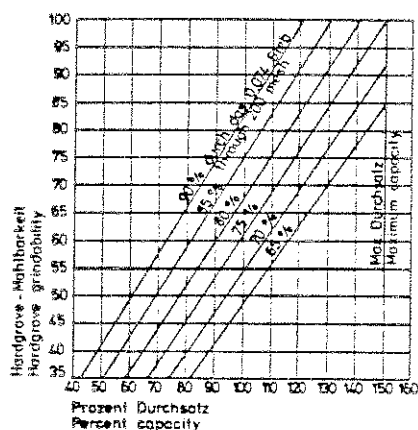


Fig. 13.6. Grinding bowl and rollers of the Raymond mill

Die Raymond-Mühle mahlt in Zusammenwirkung mit einem von außen einstellbaren Sichter, der Änderungen von 20 bis 30 % der Endfeinheit zuläßt, d. i. von etwa 65 % bis 90 % Siebdurchgang durch das 6400 Maschen-Sieb. Die Feinheitseinstellung kann während des Betriebes erfolgen. Der Einfluß der Feinheit des Mahlgutes auf die Leistung der Raymond-Mühle ist in der nachstehenden Abbildung, Fig. 13.7., dargestellt [148].



The Raymond-mill grinds in conjunction with an externally adjustable classifier which permits fineness changes of 20 % to 30 % on the minus 200 mesh product, i. e. approximately 65 % to 90 % minus 200 mesh. The adjustment can be made with the mill in operation. The influence of the product fineness upon the capacity of the Raymond-mill is diagrammatically shown below in Fig. 13.7. [148].

Fig. 13.7. Leistungs-Diagramm der Raymond-Mühle

Fig. 13.7. Capacity diagram of the Raymond mill

Durchsatzleistungen und Größen von Raymond-Federrollen-Mühlen sind in Tabelle 13.3.1. enthalten. Die Leistungen basieren auf Kohle mit einem Mahlbarkeitsindex von 55 gemäß der Hardgrove Skala und bei Mahlung der Kohle bis 30 % Rückstand auf dem 6400 Maschen-Sieb, bei einer Anfangsfeuchtigkeit der Kohle von etwa 12 %. Diese Tabelle enthält nur Angaben über Anfangs- und Endgrößen von Raymond-Mühlen.

Capacity ranges and sizes of Raymond bowl type ring mills are shown in table 13.3.1. Capacities are based on the use of coal with number 55 of the Hardgrove grindability index; the coal being pulverized to 70 % passing 200 mesh; original moisture of coal is 12 %. This table contains information on only the smallest and largest sizes of Raymond mills.

Tabelle 13.3.1.

Table 13.3.1.

Größen von Raymond-Federrollen-Mühlen Raymond Bowl Mill Sizes		
Mühlen-Type — Bowl Mill Type	RB	RPS
Ofenfeuerung — furnace firing	Saugzug — Suction	Druck — Pressure
Größenbezeichnung Size designation	No. 312 — No. 753	No. 423 — No. 863
Durchsatz t/h Capacity t/h	1.8 — 30	6 — 53
Motor-Stärke und Exhaustor Antrieb Motor size including exhaustor fan	40 — 500 HP	100 — 900 HP
Motor Upm — Motor speed rpm	1800 — 1900	1200 — 900

13.4. MPS-Walzenschüsselmühle (Gebr. Pfeiffer AG, Kaiserslautern)

Der Aufbau der MPS-Mühle gleicht im wesentlichen dem der anderen Rollen- oder Walzenmühlen. Jedoch hat die MPS-Mühle anstatt zwei, drei ortsfeste Mahlwalzen, die auf einer rotierenden Mahlschüssel abrollen. Ein hydropneumatisch vorgespanntes Federsystem, das auf alle drei Walzen

13.4. MPS roller bowl mill (Gebr. Pfeiffer Co., Kaiserslautern, W.-Germany)

The structure of the MPS-mill is essentially similar to that of the other roller or bowl mills. However, instead of two stationary grinding rollers the MPS-mill has three, which ride on a rotating grinding bowl. A hydraulic-pneumatically prestressed spring system acting simultaneously on all three rollers, produces

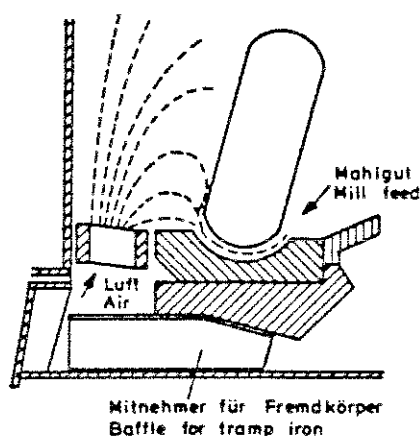


Fig. 13.8. MPS-Mühle: Belüftung und Fremdkörperaustrag

Fig. 13.8. MPS mill: Ventilation and tramp iron discharge

gleichmäßig wirkt, schafft den erforderlichen Mahl-
druck. Die Mahltrocknung dieser Mühle basiert auf
dem Luftstromprinzip, wie es schematisch in Fig. 13.8.
dargestellt ist.

Die Trocknungsgase treten durch einen am Umfang
der Mahlschüssel angeordneten Düsenring in das
Mahlgehäuse ein, trocknen das Mahlgut und trans-
portieren es gleichzeitig aufwärts zum Siebter.
Fremdkörper haben die Möglichkeit durch den
Düsenring nach unten zu fallen und ausgetragen zu
werden.

Die Pfeiffer-MPS-Mühle besitzt im Bereich der Mahl-
werkzeuge einen relativ großen freien Querschnitt.
Dies hat einen entsprechend geringeren Druckver-
lust in der Mühle zur Folge. Andererseits wird
dadurch eine höhere Ausnutzung wärmeenergiear-
mer Drehofenabgase zur Trocknung ermöglicht.

Beim Einsatz einer Pfeiffer-MPS-Mahlanlage mit
Zusatzfeuerung wurde beispielsweise das zu trock-
nende Gut von einer Anfangsfeuchte von etwa 18 %
auf eine Endfeuchte von ca. 0.7 % abgetrocknet. Hier-
bei lag die Heißgas-Eintrittstemperatur in die Mühle
bei etwa 450 °C und die Austrittstemperatur aus dem
Siebter bei etwa 105 °C.

Fig. 13.9. zeigt die Ansicht einer MPS-Mühle im
Querschnitt.

Die MPS-Mühle wird in der Zementindustrie für die
Mahltrocknung von Rohmaterial und Kohle sowie für
die Zementmahlung eingesetzt. Sie wird von Einhei-
ten für stündliche Durchsatzleistungen von wenigen
Tonnen bis zu Baugrößen für 500 t/h geliefert. Von
den bisher (bis 1985) gelieferten rd. 1500 MPS-Mühlen
dienen 120 meist große Einheiten der Rohmaterial-
vermahlung, während 1250 Mühlen für die Vermah-
lung von Kohle in Kraftwerken sowie für Zement-
drehöfen in Betrieb sind.

Der für den Mahltrocknungsvorgang erforderliche
spezifische Arbeitsaufwand wird mit 9 kWh/t Roh-
material angegeben, wovon auf den Mahlvorgang
5.8 kWh/t entfallen bei einer Mahlfineinheit von
18 % R auf dem 0.09 Sieb (4900 M/cm²). Die Differenz
zwischen 5.8 und 9 = 3.2 kWh/t wird für die Bewälti-

the necessary grinding pressure. The grinding-drying
system of this mill is based on the airstream principle,
as shown schematically in Fig. 13.8.

The drying gases entering the mill casing through a
ring of nozzles arranged around the grinding bowl,
raise the mill feed up to the separator, drying the feed
simultaneously. Any tramp iron there falls down
through the air nozzles, and is discharged out of the
mill.

This design of the Pfeiffer MPS-mill shows in the area
of the grinding tools a relatively large free cross-sec-
tion. This results in an adequate lower pressure drop
in the mill. On the other side, this arrangement
allows for a higher utilization of low heat energy kiln
exit gases for the drying process.

When operating a Pfeiffer MPS-mill with an addi-
tional air heater, e.g. a drying effect from an initial
moisture of 18 % to a residual moisture of 0.7 % was
attained. The inlet temperature of the hot gas into the
mill was about 450 °C, and the exit temperature from
the separator was about 105 °C.

Fig. 13.9. shows the cross-sectional view of an MPS-
mill.

In the cement industry, the MPS mill is used for
drying-grinding of raw material and coal as well as
for cement grinding. It is available in many sizes
ranging from very small throughput rates up to 500
t/h. From the approximate 1,500 MPS mills supplied
so far (up to 1985), 120 mostly large units are used for
raw material grinding whereas 1,250 mills are grind-
ing coal in power plants and for cement rotary kilns.

The energy requirement for the drying-grinding pro-
cedure of raw material is quoted to be 9 kWh/metric
ton (12 HPh/t), whereas 5.8 kWh/t (7.8 HPh/t) is
required for the sole grinding to a fineness expressed
as 82 % passing the 170 mesh sieve. The difference
between 9 and 5.8 kWh = 3.2 kWh/t (4.2 HPh/t) is

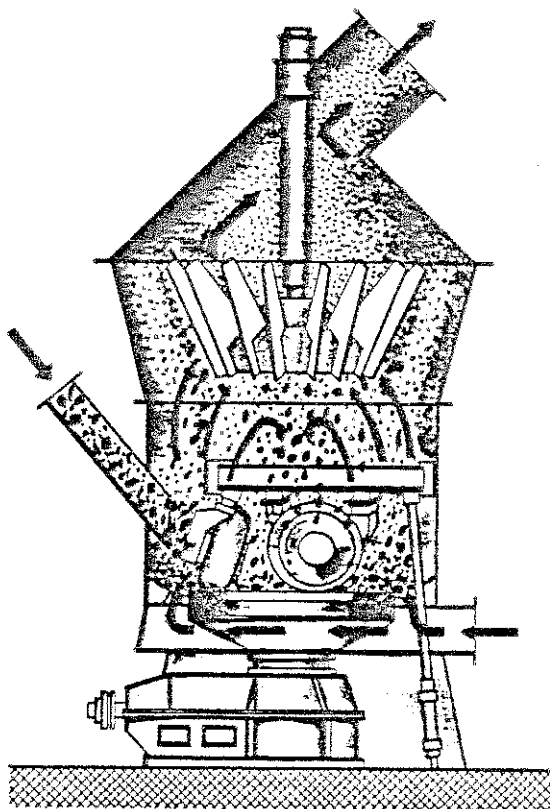


Fig. 13.9. MPS-Mühle im Querschnitt

Fig. 13.9. Cross-sectional view of an MPS-mill

gung des Druckverlustes in der Mühle gerechnet, der etwa 360 mm WS beträgt [148a].

Bei den am meisten gebräuchlichen Mühlengrößen betragen die Durchmesser der Mahlwalzen von 1400–2500 mm. Der Verschleiß der Mahlwalzen bei der Vermahlung von Kohle beträgt 12 g/t (Nettoverschleiß) und 29 g/t (Bruttoverschleiß). Mahlwalzen sowie Mahlschüssel sind aus Ni-Hard Material gefertigt bei einer HV(Vickers)-Härte von 650.

Fig. 13.10. zeigt Leistungs-Kennlinien und Baugrößen für MPS-Mühlen. Die im Diagramm gezeigten Kennlinien gelten für mittelhartes Zementrohmaterial. Je nach Härte des Mahlgutes kann die Aufgabekorngröße für die Walzenschüsselmühle bis zu etwa 10 % des Mahlwalzendurchmessers betragen. Aus diesem Grunde kann gegenüber der Kugelmühle eine Vorzerkleinerungsstufe eingespart werden.

Der Verschleiß von Mahlteilen der MPS-Mühlen hängt natürlich auch von den Eigenschaften des zu vermahlenden Materials ab. Er liegt für Zementrohmaterialien bei 0.1 g/t für weiches Material und kann in extremen Fällen bis zu etwa 15 g/t ansteigen. Die Verschleißteile der Mahlschüssel und der Mahlwalzen bestehen aus Segmenten, die leicht austauschbar sind.

Fig. 13.11 enthält Arbeitsbedarfs-Kennlinien für MPS-Mühlen für drei verschiedene Arten von Rohmaterialien bei Mahlproduktfeinheiten von 4–40 % Rückstand auf dem 4900-Maschen-Sieb.

apportioned to handle the pressure drop in the mill which is approximately 360 mm W.G. [148a].

At mill sizes employed most frequently, the diameters of the grinding rollers are in the range of 1400–2500 mm. When grinding coal, the net wear of the grinding rollers is 12 g/t of mill feed. Grinding rollers as well as the grinding bowl are of Ni-Hard material, with a HV(Vickers) hardness of 650.

Fig. 13.10. shows capacity characteristics and construction sizes of MPS-mills. The lines shown in the diagram are valid for medium hard cement raw material. Depending on the hardness of the raw material, the feed particle size for roller mills can amount to about 10 % of the grinding roller diameter. For this reason, when compared to a ball mill, the roller mill does not need a precrushing stage.

Of course, the wear of grinding parts of MPS-mills depends also upon the properties of the ground material. For soft cement raw material the wear rate is about 0.1 grams/t (metric); however, in extreme cases, the wear rate can increase up to about 15 grams/t. The wear parts of the grinding bowl, as well as of the rollers consist of segments, which can be easily replaced.

Fig. 13.11. shows power input characteristics of MPS-mills, for three different kinds of raw material, with a fineness of the ground product in the range of 4–40 % residue on the No. 170 mesh sieve.

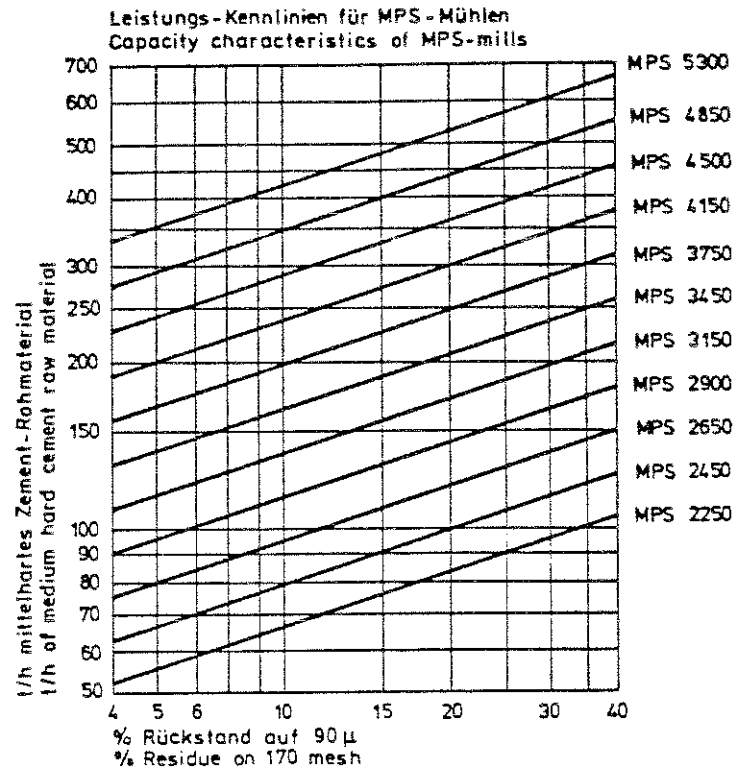


Fig. 13.10. Leistungs-Kennlinien für MPS-Mühlen

Fig. 13.10. Capacity characteristics of MPS-mills

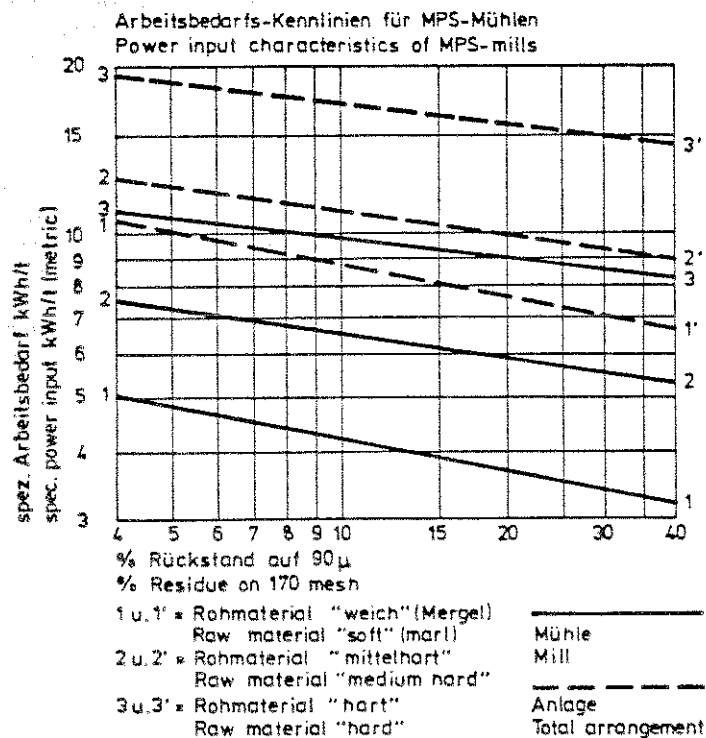


Fig. 13.11. Arbeitsbedarfs-Kennlinien für MPS-Mühlen

Fig. 13.11. Power input characteristics of MPS-mills

13.4. MPS-Walzenschüsselmühle

13.4. MPS roller bowl mill

1980 wurde die erste großtechnische Walzenschüsselmühle des Typs MPS 3750 C für die Vermahlung von Portland-Zement und Schlackenzement in einem deutschen Zementwerk in Betrieb genommen. Die Ergebnisse des bisherigen Dauerbetriebs zeigen, daß die Energieeinsparungen gegenüber der Kugelmühle bis zu 30 % betragen. Es können alle Zemente vom Standardzement zum Höchstwertzement sowie Hüttenzemente mit bis zu 78 % Schlackengehalt bei der jeweils günstigsten Einstellung vermahlen werden. Hüttenzemente werden bei geringem Wärmebedarf in der Mühle gleichzeitig vermahlen und getrocknet. Das Fertigprodukt verläßt die Mühle mit einer niedrigen Temperatur, so daß keine zusätzliche Kühlung durch Wassereindüsung oder Kühler erforderlich ist.

Die Kosten für Verschleiß und Wartung sind nicht höher als die der Kugelmühle. Die Mahlteile bestehen aus verschleißfesten Material, wodurch lange Standzeiten gewährleistet sind. Die Produktion ist in bezug auf Feinheit und Qualität sehr gleichmäßig.

In Tab. 13.4.1. sind die Durchsatzleistungen der Walzenschüsselmühle MPS 3750 C aufgeführt. Die obigen Verbrauchszahlen basieren auf Angaben des Herstellers [148 l, 148 m].

In 1980, the first large-scale vertical roller mill of the type MPS 3750 C for the grinding of Portland cement and slag cement was commissioned in a German cement plant. The results of permanent operation so far reveal that energy savings are as much as 30 % compared to the ball mill. All cements from standard to ultra-rapid hardening cement as well as slag cements with up to 78 % of slag content can be ground with the most favorable setting for each duty. Slag cements are simultaneously dried and ground in the mill with very low heat requirement. The finished product leaves the mill at low temperature, so that extra cooling by water injection or coolers is not necessary.

Costs of wear, maintenance and overhaul do not exceed those of the ball mills. The grinding elements are made of wear resistant material giving long life-time. The production is very uniform in fineness and quality.

In Table 13.4.1. throughputs of the MPS 3750 C roller mill are given. Operating data quoted above are based on manufacturer's information [148 l, 148 m].

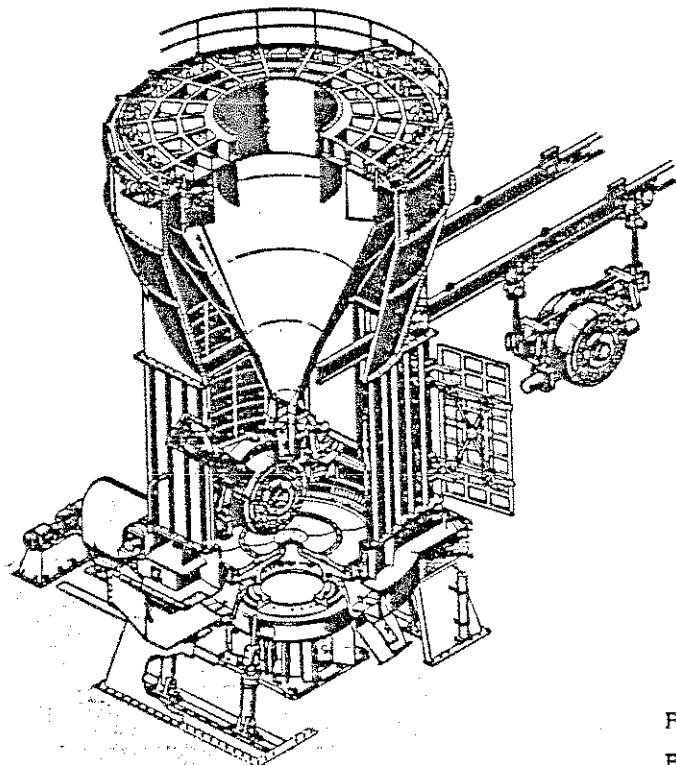
Tabelle 13.4.1.

Table 13.4.1.

Betriebsdaten der MPS 3750 C — Walzenschüsselmühle Operating data of MPS 3750 C — roller bowl mill					
	Portland- zement PZ 35 F Massen- zement	Portland- zement PZ 45 F Frühhoch- festzement	Portland- zement PZ 55 Frühhoch- festzement (Ultra)	Hochofen- zement HOZ 35 L langsam erhärtend	Hochofenzement HOZ 35 mit geringer Wärmeabgabe stark sulfathaltig geringer Alkaligehalt
	Portland cement PZ 35 F (ordinary)	Portland cement PZ 45 F (rapid hardening)	Portland cement PZ 55 (ultra rapid hardening)	Blastfurnace slag cement HOZ 35 L (slow hardening)	Blastfurnace slag cement HOZ 35 LNWSNA (low heat, high sulfur, low alkali)
Durchsatz, t/h throughput rate, t/h	110	78	30	75	40
Schlackengehalt, % slag content, %	—	—	—	59	78
Mahlfeinheit, % Rückstand auf dem 0.032 mm Sieb, grinding fineness, % residue on 0.032 mm	28	11	47	13	8
Spez. Oberfläche, cm ² /g spec. surface, cm ² /g	2600	3000	4190	3300	3800
Gesamtkraftverbrauch, kWh/t (am Zähler d. Mühlenabteilung) overall power consumpt., kWh/t (at meter of grinding dept.)	23	31	52	33	45

13.5. Polysius-Rollenmühle

Der Aufbau und das Arbeitsschema der Polysius-Mahltröcknungs-Rollenmühle sind in Fig. 13.12. und 13.13. dargestellt.



13.5. Polysius roller mill

Fig. 13.12 and 13.13 show the structure and the process flow chart of the Polysius drying-grinding roller mill.

Fig. 13.12. Aufbau der Polysius-Rollenmühle

Fig. 13.12. Structure of the Polysius roller mill

Das Aufgabegut läuft über eine Einlaßvorrichtung auf den Mahlteller. Zwei Doppelrollen oder -walzen, d. i. vier Rollen werden vom drehenden Mahlteller in Bewegung versetzt. Die Rollenpaare sind frei beweglich und passen sich einzeln der Geschwindigkeit der Mahlschüssel sowie der Höhe des Mahlbettes an. Dies bewirkt einen ständigen Kontakt der Rollen mit dem Mahlgut. Der Mahldruck wird durch eine hydropneumatische Vorrichtung auf die Rollen übertragen. Das zerkleinerte Mahlgut gerät zum Mahltellerrand, wo es durch einen aus dem Düsenring austretenden Gasstrom zum Siebter aufwärts getragen wird. Das im Luftstromsiebter abgeschiedene Grobgut fällt zentral auf den Mahlteller zurück, während das Feingut im nachgeschalteten Elektrofilter abgeschieden wird. Ist nicht genügend Gas vorhanden, so wird das Grobgut nicht mitgenommen und fällt durch den Düsenring hinunter, von wo es von einem Becherwerk zur Mühlenaufgabe befördert wird. Dies hat den Vorteil, daß bei dieser Bauart der Rollenmühle auch mit geringen Gasmengen bzw. Gasgeschwindigkeiten im Düsenring gearbeitet werden kann. Zur Optimierung des Betriebes kann der Düsenring verstellbar ausgeführt werden. Weitere Vorteile des Becherwerkes sind die Ausräummöglichkeiten der Mühle bei Betrieb mit dem Hilfsantrieb und die Verringerung des Energieaufwandes für den sonst pneumatischen Transport des Umlaufgutes.

A mill feed arrangement conveys the raw material to the grinding bowl. Two double rollers (which actually represent four grinding rollers), are put in motion by the revolving grinding bowl. The double rollers are independently mounted on a common shaft; they move unrestricted and adjust themselves to the velocity of the grinding bowl, as well as to the thickness of the grinding bed. Thus, the rollers are in permanent contact with the grinding bed. A hydropneumatic arrangement transfers the grinding pressure to the rollers. The disintegrated mill feed is shifted to the grinding bowl rim, from where a gas stream emerging from the nozzle ring surrounding the grinding bowl, carries the material upwards to the separator. The coarses precipitated in the separator, gravitate centrally back to the grinding bowl, whereas the fines are collected in the electric precipitator. In the case of a low gas volume, the coarse particles cannot be carried upwards by the ascending gas; they drop down through the nozzle ring, from where they are picked up by a bucket elevator and conveyed to the mill feed arrangement. The advantage of this procedure is that this kind of mill design allows the use of lower gas volumes and consequently lower gas velocities emerging from the nozzle ring. The nozzle ring can be of adjustable design to allow optimization of the mill operation. Other advantages offered by the bucket elevator are that the mill can be emptied while running on auxiliary drive, and that the power consumption is lower than it would be the case with a pneumatic material-circulation system.

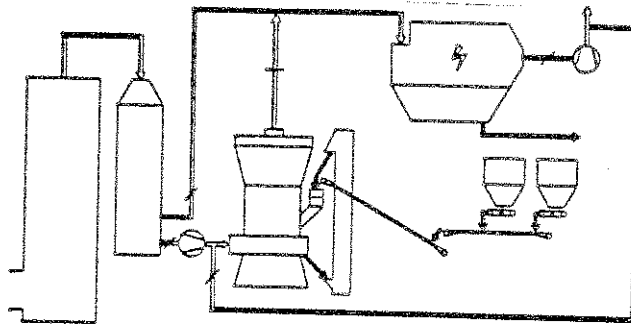


Fig. 13.13. Arbeitsschema der Polysius-Rollenmühle

Fig. 13.13. Process flow chart of the Polysius roller mill

Für eine Polysius-Rollenmühle mit einer Leistung von 245 t/h (trockenes Rohmehl) werden folgende Mühlenabmessungen und Betriebszahlen genannt [148a.4].

The following dimensions and operational data are quoted for a Polysius roller mill with a capacity of 270 short t/h of dry raw mix [148a.4].

Daten einer Polysius Mahltrocknungs-Rollenmühle:

Durchmesser der Mahlschüssel	4100 mm
Drehzahl der Mahlschüssel	26.7 U/min
Mahlrollendurchmesser	2150 mm
Druckkraft der Rollen auf den Mahlteller	300 t
Antriebsmotor	1250 kW
Feuchtigkeit des Aufgabegutes	5.0 %
Restfeuchtigkeit des Fertiggutes	0.6 %
Stückgröße des Aufgabegutes	bis 60 mm
Feinheit des Fertiggutes	15.3 % R/0.09 mm 1.5 % R/ 0.2 mm
Spez. Arbeitsaufwand der Gesamtanlage	12.5 kWh/t
Spez. Arbeitsaufwand der Mühle als solche	5.1 kWh/t
Umluftmenge	350.000 m ³ /h
Staubinhalt der Umluft	700 g/m ³
Statischer Druck des Gebläses	-855 mm WS
Temperatur des Abgases	105 °C
Höhe über NN	350 m
Unterdruck vor der Mühle	95 mm WS
Differenzdruck von Mühle und Siebter	650 mm WS
Falschluff (% des Gesamtgases)	10 %

Data of a Polysius drying-grinding roller mill:

Diameter of grinding bowl	4100 mm
Revolutions of grinding bowl	26.7 rpm
Diameter of grinding rollers	2150 mm
Pressure of rollers to the grinding bowl	330 t
Drive motor	1675 HP
Moisture of mill feed	5.0 %
Moisture of mill product	0.6 %
Particle size of mill feed	up to 60 mm
Fineness of mill product	84.7 % passing 170 mesh 98.5 % passing 70 mesh
Spec. power input of grinding plant	11.3 kWh/short t
Spec. power input of mill only	4.85 kWh/short t
Circulating gas volume	350.000 m ³ /h
Dust content of gas	700 g/m ³
Static pressure of fan	-855 mm WG
Temperature of exit gas	105 °C
Elevation above S.L.	350 m
Negative pressure in front of mill	95 mm WG
Differential pressure of mill and separator	650 mm WG
Infiltration air (% of total gas volume)	10 %

Zum Trocknen der genannten Rohmehlmenge wird die gesamte Abgasmenge eines WT-Ofens ausgenutzt. Aus den obigen Zahlen ist ersichtlich, daß ein wesentlicher Anteil des Arbeitsbedarfes auf das Gebläse entfällt. Verglichen an den in demselben Zementwerk arbeitenden Rohmehl-Rohrmühlen, wird zugunsten der Gesamtanlage der Rollenmühle eine Einsparung von rund 13 % genannt [148a.1].

Fig. 13.14. stellt die Ansicht einer Polysius-Rollenmühle dar.

In der Polysius-Rollenmühle kann Rohmaterial bis zu 8 % Feuchtigkeit mit WT-Abgasen allein getrocknet werden. Wird zusätzlich Heißluft von einem Luftheizer zugeführt, so kann Rohmaterial mit einer Feuchtigkeit bis zu 30 % in dieser Mahltrocknungsmühle getrocknet werden [148a.2].

The total exit gas volume from a suspension preheater kiln is utilized for drying of the quoted quantity of the raw mix. The above figures show that a considerable part of the power input is absorbed by the ID-fan. Compared to the raw grinding tube mills working in the same cement plant, the roller mill arrangement is quoted to show a saving of roughly 13 % [148a.1].

Fig. 13.14. shows the view of a Polysius roller mill.

A raw material moisture of up to 8 % can be dried, when utilizing the suspension preheater exit gases only. If hot air from an air heater is also supplied, then a raw material moisture of up to 30 % can be handled [148a.2].

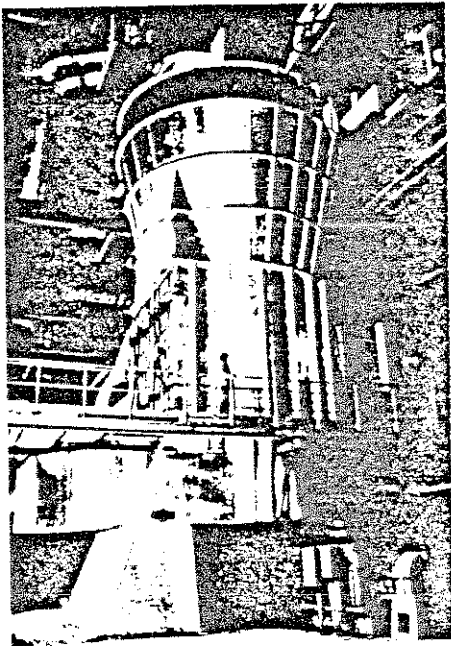


Fig. 13.14. Ansicht einer Polysius-Rollenmühle

Fig. 13.14. View of a Polysius roller mill

Seit einiger Zeit (1974) wurde bei der *Krupp Polysius AG* ein Entwicklungsprogramm gestartet, die bereits bei der Rohmaterialmahlung bewährte Rollenmühle zukünftig auch für die Ermahlung von Zementen einzusetzen.

Die wesentlichen konstruktiven Merkmale wurden von der Rohmaterial-Rollenmühle übernommen. Fortlaufend durchgeführte Optimierungsarbeiten führten zu einer Mühle, wie sie in Fig. 13.14.a. als Perspektive dargestellt und für Rohmehlleistungen bis zu 400 t/h mit Antriebsleistungen bis zu 3.500 kW gebaut worden ist.

Die Mühle besteht im wesentlichen aus dem Motor, der z. B. über ein Kegelrad-Planetengetriebe den in Segment-Drucklagern gelagerten Mahlteller antreibt, den beiden Rollenpaaren, dem Mühlengehäuse und

For some time past (1974), *Krupp Polysius AG* started a development program with the aim of extending the use of the roller mill from its proven field of raw material grinding into the clinker grinding sector.

The essential design features of the raw-material roller mill were retained. Continuous optimization had led to the development of the mill illustrated as perspective view in Fig. 13.14.a. This version is designed for outputs of raw mix up to 400 t/h and drive powers of up to 3.500 kW.

The principal components of the mill are the motor, which drives the grinding table via, for instance, a bevel planetary reduction gear; the grinding table mounted in tilting-pad thrust bearings; the two pairs

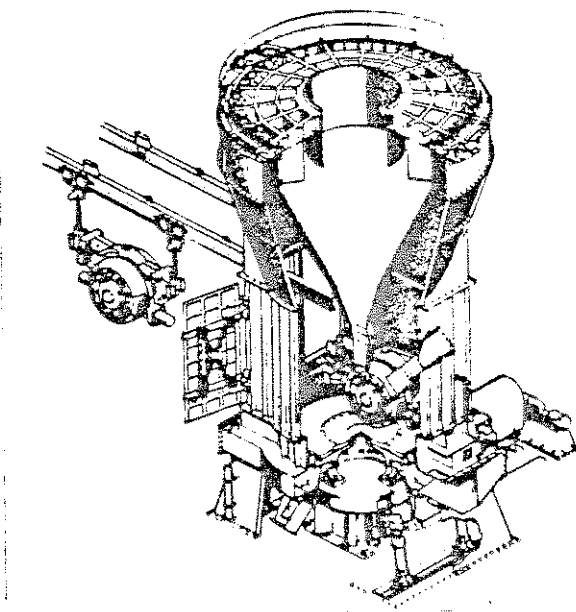


Fig. 13.14.a. Rollenmühle für Rohmehlleistungen bis zu 400 t/h mit Antriebsleistungen bis zu 3.500 kW

Fig. 13.14.a. Roller mill for raw mix outputs of up to 400 t/h, and drive powers of up to 3.500 kW

13.5. Polysius-Rollenmühle

dem mit verstellbaren Leitschaufeln ausgerüsteten statischen Sichter.

Folgende Änderungen wurden gegenüber der Rohmaterial-Rollenmühle vorgenommen:

- die ursprünglich aus einer Rille bestehende Mahlbahn wird für diesen Zweck als Doppelrillenmahlbahn ausgeführt, um eine längere Verweilzeit des Materials auf dem Teller zu erreichen und vor Verlassen des Tellers eine bessere Ausmahlung zu erzielen;
- beide Rollen sind in ihrer äußeren Form identisch, die Radien der Panzerung sind kleiner als die der Rillen;
- die Verschleißteile (Mahlteilerbeplattung und Rollenmäntel) können aus Ni-Hard IV oder chromlegiertem Hartguß gefertigt werden, die Rollenmäntel wahlweise in einem Stück oder segmentiert;
- der Düsenring, durch den der Gasstrom in den Mahlraum eintritt, kann in seiner Querschnittsfläche von außen während des Betriebes verstellt werden; so kann die für den Transport und die Vorsichtung des Materials, das den Teller verläßt, optimale Gasgeschwindigkeit gewählt werden;
- die Verschleißauskleidung des Gehäuses und anderer durch Strahlverschleiß gefährdeter Teile bestehen aus Keramikplatten;
- anstelle des statischen Sichters kann ein fremdangetriebener (dynamischer) Sichter direkt auf das Mühlengehäuse aufgesetzt werden.

In Fig. 13.14.b ist der Aufbau einer Rollenmahanlage für Zement dargestellt. Das Material gelangt mittig auf den Mahlteller, wird beim Verlassen des Mahltellers vom Luftstrom erfaßt und zum Sichter transportiert. Die dort abgeschiedenen Grieße werden direkt dem Mahlteller wieder aufgegeben. Das Feingut wird mit dem Luftstrom ausgetragen und in Zyklonen abgeschieden. Der größte Teil der Transportluft wird der Mühle als Rückluft wieder zugeführt, während ein kleiner Teil zur Entstaubung geht.

Da der Energieaufwand der Rollenmühle selbst unter dem der Kugelmühle liegt, wird weniger Mahlwärme erzeugt. Die Probleme der Mahlwärmeabfuhr sind einfach zu lösen, zumal für den Transport des Materials in der Mühle große Luftmengen nötig sind und zur Wärmeabfuhr genutzt werden können.

Auch bei der Trocknung von feuchter Schlacke in der Mühle ist diese große Luftmenge vorteilhaft, da man die Eintrittstemperatur niedrig halten kann, wobei sich dann keine Probleme mit der Entwässerung des Gipses ergeben.

Die Luftgeschwindigkeit im Düsenring wird so gewählt, daß größere Klinkerkörner durchfallen können, die dann über ein kleines Becherwerk der Mühle wieder zugeführt werden.

13.5. Polysius roller mill

of rollers; the mill housing and the stationary separator equipped with adjustable guide vanes.

This roller mill shows the following design alterations in comparison with that of a raw material roller mill:

- Instead of the single groove of the original version, the grinding ring has for this purpose a double groove, in order to lengthen the material-retention time on the grinding table and to improve the degree of comminution achieved before the material leaves the table.
- Both rollers have the same shape and the diameters of the tires are smaller than those of the grooves.
- The wearing parts (grinding table liners and roller tires) can be made of Ni-Hard IV or chrome-alloyed chilled cast iron. The roller tires can optionally consist of one-piece or of segments.
- The nozzle ring, through which the gas stream enters the grinding compartment, can be adjusted from outside while the mill is running, to regulate the nozzle openings and thus set the optimum gas velocity for conveying and pre-classifying the material leaving the grinding table.
- Ceramic tiles are used for the wearing lining of the housing and other parts exposed to abrasive jet wear.
- Instead of the stationary separator, an independently driven dynamic separator can be mounted on the mill housing.

Fig. 13.14.b shows the design features of a roller mill plant for cement grinding. The material falls onto the center of the grinding table; when it leaves the grinding table it is entrained in the stream of air and carried to the separator. The classified coarses are then returned directly onto the grinding bowl. Cyclones are used to collect the finished product carried out of the separator in the stream of air. Most of the air is returned to the mill, while a small portion is carried to the dust collector.

As less energy is expended in the roller mill itself than in a ball mill, less heat is produced by the grinding process. The problems involved in dissipating heat are simpler to solve, especially since the large quantity of air required for conveying the material in the mill can also be used for cooling.

This large quantity of air is also advantageous when drying moist slag in the mill, as the inlet temperature can be kept low, thus preventing problems arising with dewatering the gypsum.

The velocity of the air passing through the ring of nozzles is so selected that larger particles of clinker fall through and are then returned to the mill by a small bucket elevator.

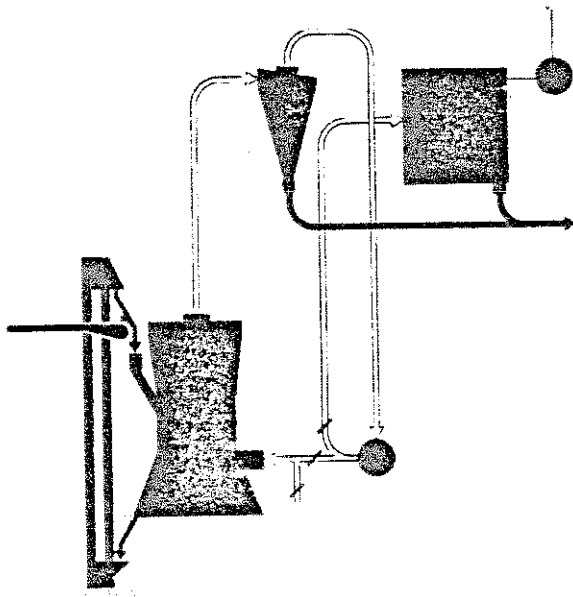
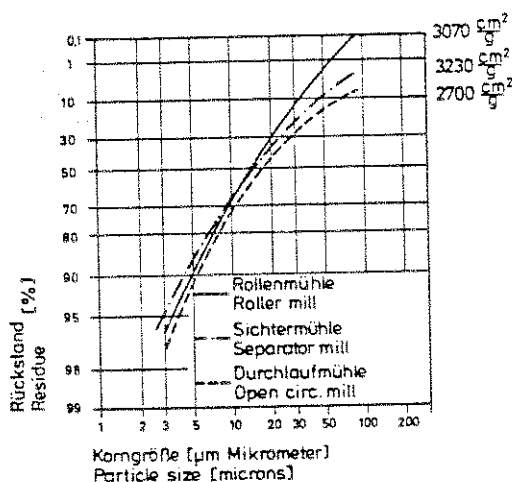


Fig. 13.14.c. zeigt die Körnungslinien dreier Normalzemente, erzeugt durch die Krupp Polysius Rollenmühle, eine Kugelmühle im geschlossenen Kreislauf (Sichtermühle) mit 120 t/h Durchsatzleistung und eine Kugelmühle im offenen Kreislauf (Durchlaufmühle) mit 150 t/h Durchsatzleistung. Man erkennt am Verlauf der Körnungslinie des Rollenmühlens-Zementes einen annähernd parallelen Verlauf im Feinstbereich, einen deutlich steileren Verlauf oberhalb 10–15 μm , d. h. es fehlt das sich auf die Festigkeit ungünstig auswirkende Grobkorn.



In Fig. 13.14.d. ist der Festigkeitsverlauf der mit der Rollenmühle erzeugten Zemente über der Zeit für die Qualitäten PZ 35, 45 und PZ 55 dargestellt. Zum Vergleich sind die 2- und 28-Tage-Festigkeiten aufgetragen, die sich als Durchschnittswerte der im Jahre 1977 vom Verein Deutscher Zementhersteller untersuchten Zemente ergeben haben. Diese Zemente wurden in Kugelmühlen ermahlen.

Man erkennt, daß der Verlauf der Festigkeit bei allen drei Qualitäten gut mit dem Verlauf der in Kugelmühlen erzeugten Zemente übereinstimmt.

Fig. 13.14.b. Mahlanlage mit Rollenmühle für Klinkermahlung

Fig. 13.14.b. Roller mill for clinker grinding

Fig. 13.14.c. shows the particle size distribution curves of three standard cements produced by the Krupp Polysius roller mill, a closed-circuit ball mill (air separator mill) with a throughput of 120 t/hour, and an open-circuit ball mill with a throughput of 150 t/hour. The curve for the roller mill cement corresponds fairly closely to the other two curves in the finest particle size range, but is distinctly steeper above 10–15 microns, i.e., this cement contains a lower proportion of the coarser particles that adversely affect strength.

Fig. 13.14.c. Kornverteilung von Normalzementen

Fig. 13.14.c. Particle size distribution of standard cements

Strength development curves of the cements ground in the roller mill are presented in Fig. 13.14.d. for the three portland cement grades concerned. For comparison the 2-day and 28-day strengths found as average values for the cements investigated by the VDZ (Association of German Cement Manufacturers) in 1977 are included. These last-mentioned cements were ground in ball mills.

It appears from this diagram that the strength development for all three roller mill cement types corresponds with that for the ball mill cements.

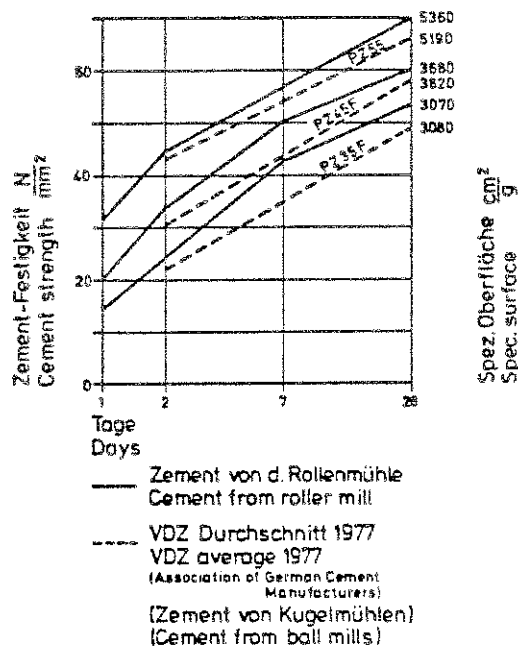


Fig. 13.14.d. Zement-Festigkeitsentwicklung nach DIN 1164

Fig. 13.14.d. Cement strength development according to DIN 1164-German Standards

In vielen Fällen wurden mit der Rollenmühle Zemente mit niedrigeren spezifischen Oberflächen erzeugt, die die Endfestigkeiten von Kugelmühl-Zementen übertrafen. Nach Untersuchungen von Krupp Polysius hat sich herausgestellt, daß aufgrund ihrer steileren Kornverteilung Rollenmühlzemente für bestimmte Endfestigkeiten geringere spezifische Oberflächen haben können als Kugelmühlzemente. Die mit der Rollenmühle erzeugten Zemente zeigen bei gleicher Oberfläche durchweg eine günstigere Festigkeitsentwicklung als vergleichbare Zemente, die mit Kugelmühlen ermahlen sind. Insgesamt zeigen die Ergebnisse eine gute Qualität des Rollenmühlzementes.

Für eine Mahlanlage zur Erzeugung von 80 t/h Portland-Zement kann eine Rollenmühle mit 4.1 m Tellerdurchmesser eingesetzt werden. Der Gesamtenergieaufwand für die Anlage ergibt sich zu 26.5 kWh/t, womit sich gegenüber der Anlage mit einer Kugelmühle eine Einsparung von 20 % errechnet. Der neben der Mühle größte Energieverbraucher in der Rollenmühlanlage ist der Umluftventilator, der für diesen Fall für eine Leistung von 240.000 m³/h ausgelegt ist. Die Abluftmenge wurde mit 45.000 m³/h festgelegt, so daß ohne Wassereinspritzung die Wärme aus dem System abgeführt werden kann. Eine Kugelmühle für diese Durchsatzleistung hat einen Durchmesser von 3.8 m, vorausgesetzt, die Anlage arbeitet im geschlossenen Kreislauf.

Will man die Wirtschaftlichkeit des Rollenmühlverfahrens beurteilen, muß man die Gesamtbetriebskosten bestimmen und mit einem Kugelmühlverfahren vergleichen. Für das vorstehend beschriebene Beispiel einer Zementmahlanlage für 80 t/h = 400.000 t/Jahr sind in Tabelle 13.5.1. die jährlichen Kosten für die Zementmahlung verglichen. Dabei sind die Gesamtkosten für die Rollenmühle gleich 100 gesetzt. In der Anlage mit Kugelmühle ist in diesem Vergleich vorausgesetzt, daß die Mühle im geschlossenen Kreislauf mit einem Sieb arbeitet.

In many cases the roller mill has produced cements with low specific surfaces whose final strength values were superior to those of cements produced by ball mills. According to Krupp Polysius it has been found that, owing to their steeper particle size distribution, roller mill cements can have lower specific surfaces for particular final strength values than ball mill cements. Without exception, cements produced with the roller mill have a more favorable strength development than comparable cements with the same specific surface produced in ball mills. The results as a whole show this cement to be of good quality.

For a grinding plant designed for an output of 80 t of portland cement per hour a roller mill with a grinding bowl diameter of 4.1 m is required. The total power consumption of the grinding plant is 26.5 kWh/t, corresponding to a 20 % saving in comparison with a plant incorporating a ball mill. Apart from the mill itself, the largest energy consumer in the roller mill grinding plant is the circulating air blower, which has to be designed for a capacity of 240.000 m³/hour in the case envisaged here, while the exhaust air rate is 45.000 m³/hour, which is sufficient to discharge excess heat from the system without applying water injection. A ball mill for this throughput would have a diameter of 3.8 m, assuming it works in a closed-circuit system.

In order to assess the economy of the roller mill finish grinding process, it is necessary to determine the overall operating costs and compare these with the corresponding figures applicable to a ball mill grinding process. In Table 13.5.1. the annual costs of cement grinding in the 80 t/hour (= 400.000 t/year) plant envisaged here are compared with the figures for a ball mill operating in closed circuit with an air separator. The overall costs for the roller mill have been put at 100 %. The main advantage of roller mill grinding lies in the lower electric power consumption

Tabelle 13.5.1.

Table 13.5.1.

Gesamtbetriebskosten von Zement-Mahlanlagen in % Overall operating costs of finish grinding plants in %		
	Anlage mit Rollenmühle Grinding plant with roller mill	Anlage mit Kugelmühle Grinding plant with tube mill
Energiekosten Power costs	48.8	61.0
Kapitalkosten Capital expenditure	44.6	41.5
Verschleißkosten Costs of wear	3.6	3.3
Kosten für Instandhaltung Costs for maintenance	3.0	2.2
	100.0	108.0

Der wesentliche Vorteil für die Rollenmühle ergibt sich bei den Stromkosten. Hier wurden mittlere spezifische Stromkosten von 0,12 DM/kWh angenommen.

Bei den Kapitalkosten ist eine zehnjährige lineare Abschreibung zugrunde gelegt, und Kreditkosten sind berücksichtigt. Bei der Berechnung der Investitionen sind die komplette Maschinenlieferung, der Elektroteil, die Montage dieser Teile und die Gebäude berücksichtigt. Es ergibt sich, daß die Gesamtinvestitionskosten der Kugelmühlenanlage etwa 93 % einer Rollenmühlenanlage betragen.

Der Nettoverschleiß bei der Rollenmühle beträgt nur etwa die Hälfte des Verschleißes bei der Kugelmühle. Bei den Schleifteilen der Rollenmühle verbleibt jedoch ein größerer nicht nutzbarer Rest und die spezifischen Kosten für die Verschleißteile in DM/kg sind höher, so daß die verschleißbedingten Gesamtkosten etwa gleich sind.

In den Kosten für die Wartung und Instandhaltung sind die normalen Arbeiten und Ersatzteile eingeschlossen. Eingeschlossen sind auch die Arbeiten zum Wechseln der Schleifteile, nicht jedoch die Kapitalkosten für die Bereithaltung der Schleifteile, die bei der Rollenmühle höher sind. Personalkosten für den Betrieb der Mühle fallen nicht extra an, da vorausgesetzt wurde, daß die Mühlen vom zentralen Leitstand mitbedient werden.

Insgesamt ergibt sich für die Rollenmühle in diesem Beispiel eine um etwa 8 % bessere Wirtschaftlichkeit.

Es soll darauf hingewiesen werden, daß zur Aufstellung der Kosten bestimmte Annahmen getroffen werden müssen, die nicht in jedem Fall gelten müssen. Die Berechnung muß für jeden konkreten Bedarfsfall neu erfolgen.

and correspondingly lower costs. For this mill an average specific power cost figure of 0.12 DM/kWh (DM = German Marks) has been adopted.

The capital cost figure is based on a ten-year linear write-off for depreciation, and the costs of borrowing have been taken into account. The calculation of the investment comprises the complete mechanical and electrical engineering equipment supplied, the erection of this equipment, and the costs of buildings. It emerges that the total capital costs of the ball mill plant are about 93 % of that of the roller mill plant.

The net rate of wear in the roller mill is only about half of what it is in the ball mill. However, in the roller mill there remains a larger non-utilizable residue from the parts which undergo wear, while the specific costs of the wearing parts in DM/kg are higher, so that the overall costs in respect of wear are roughly the same for the two grinding systems.

The servicing maintenance costs include the normal amount of labor and the costs of spare parts. Labor includes the renewal of wearing parts, but not the capital expenditure in respect of holding stocks of spare parts available. This item of expenditure is higher for the roller mill. There are no labor costs for mill control, since both types of grinding plants are controlled from the central control room.

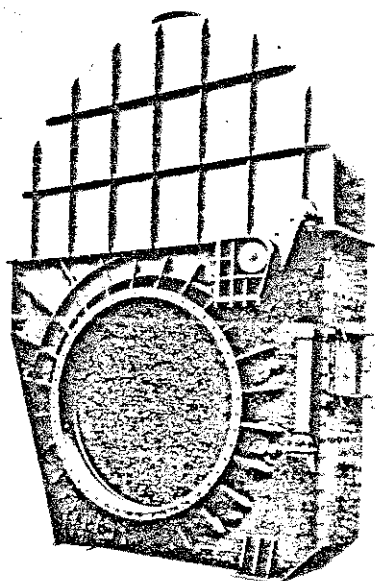
In this example the roller mill is about 8 % more favorable in respect of overall economy.

It is to be noted that the cost comparison given here has had to be based on certain assumptions which are not necessarily valid in every case. Hence a cost calculation will have to be done in each individual case where a comparison is required.

Die genannte Einsparung von 8 % zugunsten der Rollenmühle ergibt sich unter der Annahme einer Mahlung auf 3000 cm²/g nach Blaine für beide Mühlen. Für die Rollenmühle ergibt sich dabei aber eine etwas höhere Festigkeit des Zementes. Bezieht man den Vergleich auf dieselbe Zementfestigkeit, so wird die Einsparung größer, da einmal die Durchsatzleistung der betrachteten Rollenmühle ansteigt, d. h. die Kapitalkosten sinken, und der spezifische Energieaufwand niedriger wird, d. h. die Energiekosten ebenfalls sinken.

13.6. Absperrvorrichtungen für Gasleitungen

Rollenmühlen arbeiten durchwegs als Mahltrocknungsanlagen. Aus wärmewirtschaftlichen Gründen werden diese Mühlen mit heißen Abgasen aus Drehöfen bzw. Rohmehlwärmetauschern gespeist. Dies erfordert entsprechend groß dimensionierte Gasleitungen, die zwecks Absperrung des Gasdurchflusses mit Absperrschiebern versehen sind. Eine Schieberart, die in der Zementindustrie weite Verwendung gefunden hat, ist der sogenannte Sichelschieber der Fa. PKS Engineering GmbH u. Co, Beckum, BRD (siehe Fig. 13.15.). Der Sichelschieber wird für Rohrlitungsdurchmesser von 500–4500 mm gebaut; er wird eingesetzt in Ofenabgasleitungen bei der Ofenabgasverwertung, in den Rohrleitungen vor und nach Mahltrocknungsmühlen, zur Absperrung von Elektrofiltern, in Abluftleitungen von Walzenschüssel- bzw. Rollenmühlen, wobei der Staubgehalt der Mühlenabluft bis zu 1000 g/m³ betragen kann. Ebenso wird dieser Schieber in Heißluftleitungen, die vom Klinkerkühler zu den Vorkalzinatoren für Rohmehl führen (sog. Tertiärluftleitungen), eingesetzt. In Spezialausführung kann der Sichelschieber in Temperaturbereichen bis 700 °C und einem Gasdruck von 500 mm eingesetzt werden. Die Betätigung erfolgt pneumatisch oder hydraulisch mit elektrischer Fernsteuerung.



The saving of 8 % in favor of the roller mill is based on a product fineness of 3000 cm²/g (Blaine) for both mill types. The cement from the roller mill has a somewhat higher strength. Basing the comparison on equal cement strength, a larger saving is obtained, because the throughput of the roller mill increases, i.e., the capital costs become lower, and furthermore also the specific power consumption is lower, i.e., power costs are likewise reduced.

13.6. Shut-off devices for gas ducts

Roller mills work almost exclusively as drying-grinding mills. Because of economical reasons, these mills are fed with hot exit gases from rotary kilns or raw mix preheaters. The gas handling requires corresponding large diameter ducts which, for control purposes of the gas flow, are supplied with shut-off dampers. A special construction of shut-off dampers applied widely in the cement industry, is the so-called sickle damper of the PKS Engineering GmbH and Co. Beckum, W. Germany (see Fig. 13.15.). Sickle dampers are manufactured for duct diameters in the range of 500–4500 mm. This damper is applied in kiln exit gas ducts where waste heat is utilized; also in gas ducts in front and behind drying-grinding mills, and to shut-off electric precipitators; further in exit gas ducts of roller or bowl mills, whereby the dust content of the mill exit gas can amount up to 1000 grams/m³. This kind of damper is also used in hot air ducts, leading from the clinker cooler to the raw mix precalciners (so-called tertiary air ducts). Special construction permits this damper to apply in gas temperatures of up to 700 °C, and pressure of 500 mm WG. The sickle damper can be actuated pneumatically or hydraulically, with electrical remote control.

Fig. 13.15. Sichelschieber, NW 3000 mm, mit gasdichter Verkleidung und hydraulischer Betätigung

Fig. 13.15. Sickle type damper, 3 m diameter, with gas-tight housing and hydraulic control

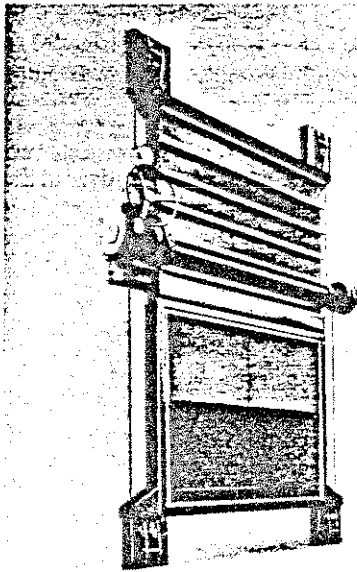


Fig. 13.16. Von Hand bedienter Steckscheibenschieber für staubhaltige Drehofenabgase und rechteckige Rohrleitungen

Fig. 13.16. Hand operated guillotine blade-type damper for dust-laden rotary kiln exit gases and rectangular gas ducts

Fig. 13.16. zeigt einen sogenannten Steckscheibenschieber derselben Firma, Nennweite 3600 × 3000 mm, für staubhaltige Drehofenabgase und für Temperaturen bis 400 °C. Der Differenzdruck kann bis 1400 mm WS betragen. Dieser Schieber ist mit einer zentralen Schmiereinrichtung versehen. Es werden Ausführungen für quadratische und rechteckige Rohrleitungen mit einem Querschnitt bis 20 m² gebaut. Je nach Wahl der Werkstoffe können diese Schieber für Gastemperaturen auch bis 800 °C eingesetzt werden. Dieser Schieber kann an allen Gasleitungen in einem Zementwerk verwendet werden; er dient hauptsächlich zur Absperrung von Gasleitungen zwecks Ausführung von Reparaturen an nachgeschalteten Einrichtungen [148.a.3.]. Der von Hand bediente Steckscheibenschieber wird dort angewandt, wo ein ferngesteuerter Schieber kostenmäßig nicht gerechtfertigt erscheint.

Fig. 13.16. shows a guillotine blade-type damper of the size 3600 × 3000 mm, for dust laden rotary kiln exit gases to be used in temperatures up to 400 °C. The differential pressure can amount up to 1400 mm WG. This damper is furnished with a central lubrication system, and is manufactured for square and rectangular ducts in sizes with a cross-section of up to 20 m². This damper can be applied to all gas ducts of a cement plant; its main application is for shut-off of gas ducts for repair and maintenance of subsequently located machinery and equipment [148a.3.]. The manually operated guillotine-type damper is used in locations where the cost of a remotely controlled damper is not justifiable.

14. Mahlmethoden im Entwicklungszustand

14. Grinding methods in the state of development

14.1. Planeten-Kugelmühle

Abgesehen von allen anderen Einflußgrößen ist die Leistung einer Kugelmühle direkt proportional zum spezifischen Gewicht der Mahlkörper. Mahlkörper, die schwerer als Stahl (spez. Gew. von Stahlkugeln ist etwa 7.8) sind, würden die Leistung einer Kugelmühle entsprechend steigern. Mahlgut mit Wolframkarbid-Mahlkörpern (spez. Gew. = 14) ergab proportional höhere Mühlenleistungen; solche Mahlkörper sind jedoch zu teuer [148b]. Diese Beziehung führte zu dem Gedanken, das höhere spezifische Gewicht der Mahlkörper durch Zentrifugalkraft zu ersetzen.

Die Formel für die Zentrifugalkraft ist:

$$F = m \cdot \omega^2 \cdot r$$

Masse des rotierenden Mahlkörpers
Winkelgeschwindigkeit in Radiant
($360^\circ = 6.283 \text{ rad} = 2\pi$)
Rotationsradius

= m = mass of rotating body
= ω = angular velocity in radians
= r = ($360^\circ = 6.283 \text{ rad}$ or 2π)
= radius of rotation

Setzen wir in die Formel als Beispiel ein:

$m = 0.5 \text{ kg}$ (Stahlkugel vom Durchm. etwa 50 mm)
 $\omega = 3$ Umdrehungen pro Sekunde = 6π
 $r = 1 \text{ m}$, dann ist
 $F = 0.5 \cdot (6\pi)^2 \cdot 1 = 177.5 \text{ kg/ms}^2$

Dies entspricht einer Kraft von $\frac{177.5}{9.81} = 18 \text{ kg}$, d. h.,

daß die Kugel unter diesen Bedingungen 18 kg wiegt.

Dies führte zur Konzipierung der Zentrifugal- oder Planeten-Kugelmühle. Eine Planeten-Kugelmühle besteht aus zwei oder mehreren parallel angeordneten Mahlzy lindern, die eine Kreiselbewegung um eine gemeinsame Drehachse ausführen. Fig. 14.1. zeigt die schematische Darstellung des Querschnittes einer Planetenkugelmühle mit zwei Mahlzy lindern [148c].

Der Rotationsradius des Gestells R ist größer als der Radius der Mühlenzylinder r . Die Mahlkörper in den Mahlzy lindern befinden sich in einem Zentrifugalfeld. Die erzeugten Trägheitskräfte der Mahlkörper sind bedeutend größer als die Gravitationskraft; diese ist unter diesen Umständen für die Mahlkörper fast ausgeschaltet.

Auf den Mühleninhalt wirken daher zwei Kräfte:

1. Die Zentrifugalkraft, die durch Drehung der Mahlzy linder um die Hauptachse erzeugt wird.
2. Die Zentrifugalkraft, die durch die Drehung der Mahlzy linder um ihre eigene Achse erzeugt wird.

14.1. Planetary ball mill

Aside from all other variables, the efficiency of a ball mill is proportionate to the specific gravity of the grinding media. The efficiency of a ball mill would increase correspondingly when using grinding media heavier than steel (spec. gr. of steel balls 7.8). Grinding with tungsten carbide balls (spec. gr. 14) results in proportionately higher mill efficiencies; however, such grinding media are too expensive [148b]. This relationship leads to the following premise: replace the higher specific gravity of the grinding media by centrifugal force.

The formula for centrifugal force is:

$$F = m \cdot \omega^2 \cdot r$$

In the following example let us use these figures:

$m = 0.5 \text{ kg}$ (dia. of steel ball 50 mm)
 $\omega = 3$ revolutions per second = 6π
 $r = 1 \text{ m}$, then we get
 $F = 0.5 \cdot (6\pi)^2 \cdot 1 = 177.5 \text{ kg/ms}^2$

This is equivalent to a force of $\frac{177.5}{9.81} = 18 \text{ kg}$, i. e. the

ball has an effective weight of 18 kg.

This is the fundamental idea of the centrifugal or planetary ball mill. A planetary ball mill consists of two or more parallel grinding tubes, performing a gyroscopic movement around a common axis of rotation. Fig. 14.1. shows a schematic of the cross-section of a planetary ball mill with two grinding tubes [148c].

The radius of gyration R , is larger than the radius of the grinding tubes, r . The grinding media in the grinding tubes are inside a field of centrifugal force. The induced mass forces of the grinding media are considerably larger than the pull of gravity; under these circumstances the latter is almost non-existent for the grinding media.

Thus the content of the mill is influenced by two forces:

1. The centrifugal force generated by gyration of the grinding tubes around the axis (main axis).
2. The centrifugal force generated by rotation of the grinding tubes around their own axis.

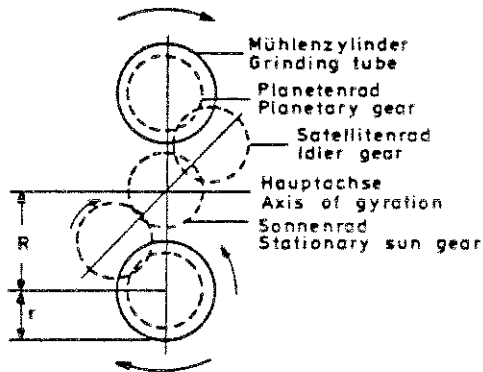


Fig. 14.1. Schematische Anordnung einer Planeten-Kugelmühle mit zwei Mahlzyklindern

Fig. 14.1. Schematic diagram of a planetary ball mill with two grinding tubes

Durch Vereinigung beider Zentrifugalkräfte ist es möglich, die Ausmaße der Mahlzyklinder und der Mahlkörper wesentlich zu reduzieren.

Ferner wurde gefolgert, daß:

- Die Mühlenleistung proportional ist zur dritten Potenz der Drehzahl um die Hauptachse.
- Die Art der Bewegung der Mahlkörper in den Mühlenzylindern durch das Verhältnis von Rotationsradius (R) zum Mühlenzylinderradius (r) bestimmt wird.

Fig. 14.2. zeigt eine Prinzipskizze einer Planeten-Kugelmühle, die für Naßmahlung einer Eisenoxyd-dispersion benutzt wird und mit vier Mahlzyklindern ausgerüstet ist [148d]. Die Länge der Mahlzyklinder ist 1000 mm; der Innendurchmesser 150 mm. Die Hauptwelle wird über ein Getriebe in Drehung versetzt. Die Rotation von Planetengestell und Mahlzyklindern ist gegensinnig. Die kontinuierliche Zu- und Abführung des Mahlproduktes erfolgt über ein System von Hohlwellen. Die Drehzahl des Planetengestells ist 366 U/min. Die Drehzahl der Mahlzyklinder, relativ

When combining these two centrifugal forces, it is possible to reduce considerably the sizes of the grinding tubes and media.

It might be further concluded that:

- The mill output is proportionate to the third power of the speed of rotation around the axis of the assembly.
- The part of the trajectories of the grinding media is determined by the ratio of the radius of gyration (R) to the radius of the mill tube (r).

Fig. 14.2. shows a diagrammatic sketch of a planetary ball mill equipped with four grinding tubes for wet grinding of an iron oxide dispersion [148d]. The length of the grinding tubes is 1000 mm; the inside diameter is 150 mm. A transmission gear is located between motor and main shaft. The rotation of the planetary assembly is opposite to that of the mill tubes. A system of hollow shafts serves for the continuous feeding and discharging of the grinding tubes. The planetary assembly rotates at 366 rpm. The speed of rotation of the grinding tubes, when rotating opposite to

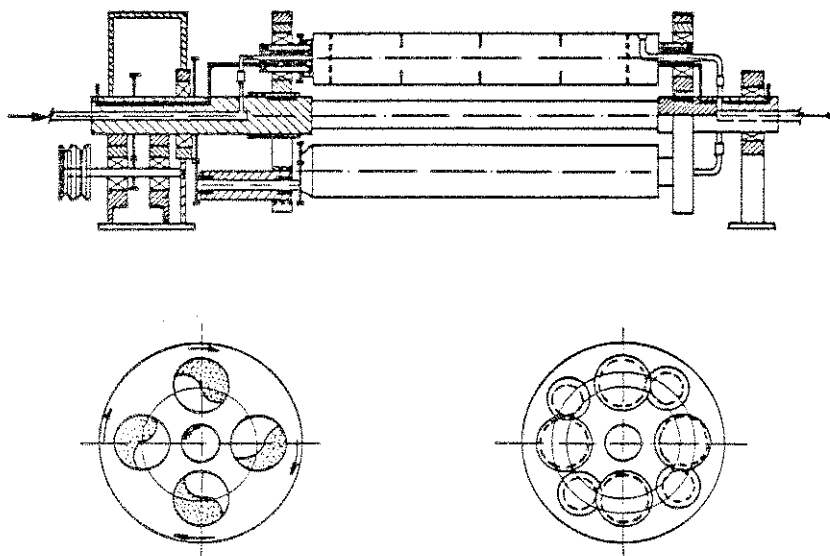


Fig. 14.2. Prinzipskizze einer Planeten-Kugelmühle für Naßmahlung

Fig. 14.2. Diagrammatic sketch of a planetary ball mill for wet grinding

und gegenseitig zum Planetengestell, ist 725 U/min. Die Antriebsleistung für einen Mahlzyylinder ist 22 kW und die der gesamten Mühle 88 kW. Ausgehend von der effektiven Leistung dieser Planeten-Kugelmühle wurde errechnet, daß für denselben Durchsatz und Feinheitsgrad von Eisenoxid die Planeten-Kugelmühle nur rund 3 % der Mahlenergie einer vergleichbaren Rohrmühle benötigt [148e].

Eine mit drei Mahlzyindern ausgerüstete Planeten-Kugelmühle mit einer Leistung von etwa 5.5 t/h harten goldhaltigen Quarzits (Mahlung von 7 mm Ausgangskorngröße bis 70 % kleiner als 0.074 mm) wiegt etwa 1 t [148f]. Eine Kugelmühle üblicher Bauart für diese Durchsatzleistung müßte ein Gewicht von etwa 25 t haben.

A. Joisel [148g] aus dem CERILH-Institut [148h] in Paris, entwickelte eine Formel nach der es möglich ist, die Größe von Planeten-Kugelmühlen für industrielle Zwecke zu bestimmen. Diese Formel lautet:

$$P = p \cdot L \cdot r^4 \cdot N^3 \cdot \left(1.54 + 0.2 \frac{R}{r} \right)^3$$

In der Formel bedeuten:

Anzahl der Planetenzylinder = p
Arbeitslänge des Mühlenzylinders, cm = L
Innerer Durchmesser des Mühlenzylinders, cm = r
Entfernung der Achse des Mühlenzylinders von der Hauptachse, cm = R
Drehgeschwindigkeit der Mühlenzylinder um die Hauptachse = N

Notation:

= Number of planetary grinding tubes
= Effective length of grinding tube, cm
= Inside diameter of grinding tube, cm
= Distance of the mill axis from the main axis, cm
= Speed of rotation of grinding tubes around the main axis

Aus der Formel geht hervor, daß eine Erhöhung des Mühlen durchsatzes einen größeren Durchmesser des Mühlenzylinders sowie eine höhere Drehzahl der Planeten um die Hauptachse erfordert. Als Ausgangswerte werden Ergebnisse von Laboratoriumsmahlungen verwendet. Eine Planeten-Versuchsmühle ergab bei chargenweiser Mahlung und einer

the main assembly is 725 rpm. The power input for one grinding tube is 29.5 HP (22 kW), and for the total mill 118 HP (88 kW). Proceeding from the effective throughput of this planetary mill, it can be shown that the planetary ball mill demands only about 3 % of the grinding energy a regular tube mill would require for the same fineness and output of iron oxide [148e].

A planetary ball mill equipped with three grinding tubes and with a grinding capacity of 5.5 t/h of hard goldbearing quartzite (grinding from approximately 7 mm feed size down to 74 micron) has a weight of 1 t [148f]. A conventional ball mill would show a weight of approximately 25 t for this throughput.

A. Joisel [148g] from the CERILH-Institute [148h] in Paris developed a formula which makes it possible to size planetary ball mills for commercial use. This formula is:

This formula demonstrates that a higher mill output requires a larger mill tube diameter as well as higher revolutions of the planets around the main axis. Starting data for the following example are test results collected from a laboratory mill. Batch grinding with 160 rpm and 2.8 kg charge of cement per mill tube (2 grinding tubes à 20 cm length) and 5 minutes grinding

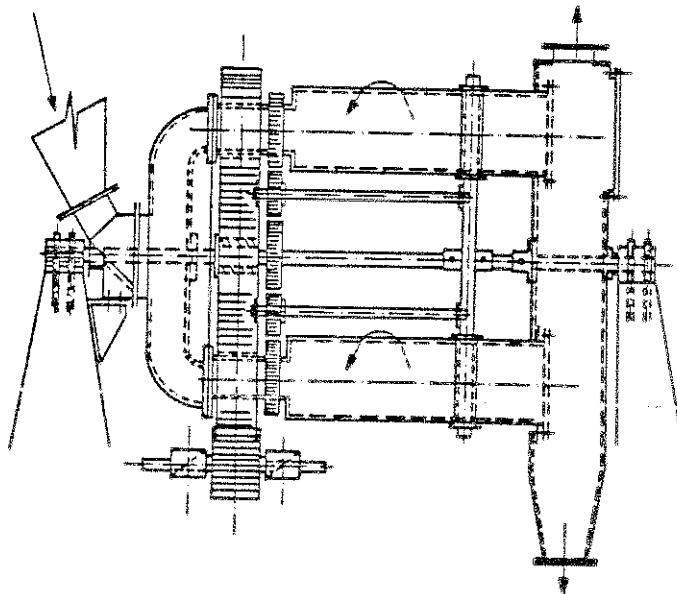


Fig. 14.3. Prinzipskizze einer Planeten-Kugelmühle für Trockenmahlung

Fig. 14.3. Diagrammatic sketch of a planetary ball mill for dry grinding

Drehzahl von 160 U/min eine Blainezahl des Mahlgutes (Zement) vom 3000 cm²/g, bei 28 kg Mahlgutfüllung pro Mühlenzylinder (2 Mühlenzylinder à 20 cm Länge) und 5 Minuten Mahldauer. Unter diesen Bedingungen würde die Versuchsmühle im ununterbrochenen Betrieb einen Durchsatz von

$$28 \text{ kg} \times 2 \text{ Planeten} \times \frac{60 \text{ min.}}{5 \text{ min.}} = 67.2 \text{ kg/h haben.}$$

Eine Mühle mit 6 Planetenzylindern und einer Zylinderlänge von 60 cm würde einen Durchsatz von $67.2 \cdot 3 \cdot 3 = 604.8 \text{ kg/h}$ haben. Bei doppelter Drehgeschwindigkeit ($N = 320 \text{ U/min}$) würde der Durchsatz $604.8 \times 2^3 = 4838.4 \text{ kg/h}$ betragen und bei vierfacher Umdrehungsgeschwindigkeit (640 U/min) ist der Durchsatz

$$604.8 \cdot 4^3 = 38.7 \text{ t/h.}$$

Eine solche Mühle würde einen Bauraum von etwa 1.5 m³ einnehmen [65].

Vorteile der Planeten-Kugelmühle: Niedrige Herstellung- und Installationskosten — Geringes Gewicht der Mühle — Kontrolle der Feinheit des Mahlgutes durch Veränderung der Drehzahl. — Die Mahlkugeln von Planetenmühlen können rund 4mal kleiner sein als die von normalen Kugelmühlen.

Nachteile: Das kleine Gewicht der Mahlkörper und der Mühlenpanzerung im Verhältnis zum Gewicht des Mühlen durchsatzes würde einen häufigen Ersatz des verbrauchten Stahls erfordern. Bei Mahlung von Zement ist eine Überschreitung der kritischen Mahltemperatur sehr wahrscheinlich; dies könnte jedoch durch intensive Luftkühlung der Mahlzyylinder verhindert werden. Die kontinuierliche Materialaufgabe und -entnahme scheint noch nicht konstruktiv zufriedenstellend gelöst zu sein.

Obwohl die Idee der Planeten-Kugelmühle nicht neu ist, wird gegenwärtig in verschiedenen Ländern an der Entwicklung dieser Mühle gearbeitet, um diese industriereif zu machen [99].

Die südafrikanische Bergwerksverwaltung betreibt eine Planeten-Kugelmühle zur Vermahlung von Golderz mit einem Antriebsmotor von 1000 kW [114].

Gemäß neuesten Meldungen [114a] arbeitet die 1000 kW-Mühle sehr erfolgreich.

Fig. 14.4. zeigt das Bild der installierten 1000 kW Planeten-Kugelmühle einschließlich Vordergrund und hydraulischem Getriebegehäuse mit veränderlicher Drehzahl; gekuppeltes Verteilergetriebe mit Scheibenbremse im Gehäuse zur linken Hand. In der Mitte ist die Material-Aufgaberinne zusammen mit der Aufgabespirale zu sehen. An jeder Seite und etwas unterhalb der Aufgabespirale befindet sich die exzentrische Welle und das im U-Rahmen untergebrachte Hauptlager. Schließlich sind da noch die hydraulisch angespannten Schrauben, die das Mühlenrohr am Oberteil des Mühlenrahmens festhalten.

time, resulted in a fineness of 3000 Blaine. Under these conditions, and when operated continuously, this mill would have a capacity of

$$28 \text{ kg} \times 2 \text{ planets} \times \frac{60 \text{ min}}{5 \text{ min}} = 67.2 \text{ kg/h.}$$

A mill with 6 planetary tubes and with a tube length of 60 cm would show an output of $67.2 \times 3 \times 3 = 604.8 \text{ kg/h}$. At twice the speed of rotation ($N = 320 \text{ rpm}$) the mill output would be $604.8 \times 2^3 = 4838.4 \text{ kg/h}$, and at four times the speed of rotation (640 rpm) the output would result in

$$604.8 \cdot 4^3 = 38.7 \text{ t/h.}$$

This mill would require a construction volume of approximately 1.5 m³ [65].

Advantages of the planetary ball mill: low manufacturing and installation costs; low weight of the mill; control of fineness by varying the speed of rotation; grinding balls of planetary mills can be four times smaller than that of regular ball mills.

Disadvantages: the small weight ratio of grinding media and mill lining to the mill throughput requires frequent replacement of the worn out steel; it is likely that the critical grinding temperature will be exceeded when grinding cement; however, this could be prevented by intensive air cooling of the grinding tubes; the design of the continuous feeding and discharge arrangement has yet to be stabilized.

Although the planetary ball mill is not a new idea, much development work is being presently performed in many countries to make this mill commercially feasible [99].

The South African Chamber of Mines operates a planetary ball mill for grinding of gold ore with a drive motor of 1000 kW [114].

According to recent reports [114a] the 1000 kW machine has operated extremely well.

Fig. 14.4. shows a picture of an installation of the 1000 kW planetary ball mill, including foreground, and variable speed hydraulic gearbox; coupled transfer gearboxes with disc brake on left hand box; in center feed chute and spiral-type feeder. Either side and slightly below of spiral feeder the excentric shaft and main bearing in the U-frame; and the hydraulically tensioned bolts to hold the mill tube at the top of the mill frame.

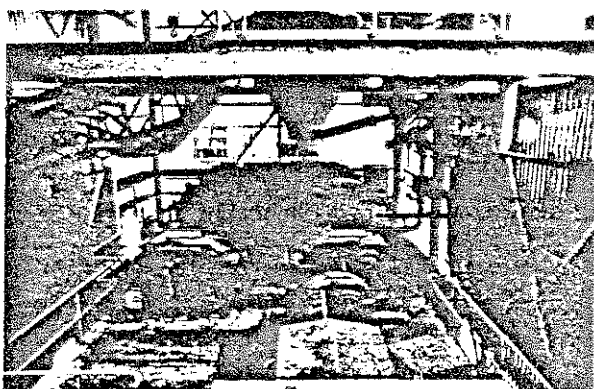


Fig. 14.4. 1000 kW Planeten-Kugelmühle

Fig. 14.4. 1000 kW planetary ball mill

Die Prozeßergebnisse sind sehr interessant — über 90 t/h von minus 19 mm Mühleneintragsmaterial wird zu 65 % von minus 75 μm im einfachen Durchlauf gemahlen, wobei die Mühle bis zu 50 Vol.-% mit Mahlkugeln von 50 mm Durchmesser gefüllt ist, bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 198 U/min und einem Leistungsbedarf von 747 kW.

Im allgemeinen eignet sich die Mühlenpanzerung für einen Betrieb von über 150 h mit weniger als 4 h Stillstand zum Auswechseln der Mühlenpanzerung. Der Mahlkugelverbrauch beträgt etwa 1,2 kg Manganstahl/t Mühleneintragsmaterial und der Verbrauch der Mühlenauskleidung beträgt etwa 0,2 kg/t. Der Kugelverschleiß ist immer noch etwas hoch und ist bis zu einem gewissen Grade das Ergebnis unsachgemäßen Gusses der Kugeln und des daraus resultierenden Zerfalls. Das Mahlmateriale ist harter Witwatersrand Quarzit mit einem spezifischen Energieverbrauch bei dieser Mühlenart von etwa 30–35 kWh/t [114b].

14.2. Zerkleinern mit Hilfe explodierender Funken

Unter gewissen Bedingungen kann eine kurze Spannungswelle, bzw. ein elektrischer Funken einen außergewöhnlich hohen Gasdruck erzeugen. Dieser Druck wird durch Wärmeausdehnung eines eingeschlossenen Gases, das durch elektrische Entladung zu äußerst hoher Temperatur erhitzt wird, erzeugt. Ein wesentlich höherer Druck kann erzeugt werden, wenn die hohe Temperatur dazu verwendet wird, eine eingeschlossene Flüssigkeit zu vergasen. Einfache elektrische Schaltungen genügen, um Funken zwischen Unterwasser-Elektroden, die mit Spannungen von 10,000 bis 100,000 Volt beschickt werden, zu erzeugen [148i].

Die gewaltige Auslösung von Energie, die als „explodierender Funken“ bezeichnet wird, resultiert in einer perkussiven Kompressionswelle von großer mechanischer Kraft, die sowohl von einer Schallwelle als auch von einem Schlag, die durch die hohe Temperatur erzeugt werden, begleitet ist. Es ist zu erwarten, daß dieses elektrohydraulische Phänomen, auch Unterwasserblitz genannt, in Zukunft wichtige technische Aufgaben erfüllen wird.

Process results are very interesting — over 90 t/h of minus 19 mm feed milled to 65 % of minus 75 μm in a single pass, with the mill 50 % full of 50 mm dia. grinding balls (volumetric), run at 198 rpm, and drawing 747 kW (power input).

The mill linings are generally good for over 150 hours with less than 4 hours downtime for switching lining tubes. The grinding ball consumption is about 1.2 kg Mn steel per ton of mill feed, and the liner wear is about 0.2 kg/t. The ball wear is still rather high, and is to some extent due to poor casting of the balls, and resultant fracturing of them. The mill feed is Witwatersrand hard quartzite with a specific energy consumption in this kind of mill of 30–35 kWh/t [114b].

14.2. Comminution by exploding sparks

In certain situations a flash voltage wave or electric spark can generate an extremely high gas pressure. This pressure is produced by the thermal expansion of a confined gas which is heated by the electrical discharge to an extremely high temperature. An even higher pressure can be produced when this high temperature causes a confined liquid to be converted into the gaseous state. For this purpose, simple electrical circuits can be used for producing sparks between underwater electrodes with voltages of 10,000 to 100,000 Volts [148i].

The powerful release of energy called “exploding spark” results in a percussive compression wave of great mechanical force, accompanied by a sonic wave as well as by a flash, generated by the high temperature. This electrohydraulic phenomenon, also called underwater lightning, appears to have important engineering applications.

Mit Hilfe eines „explodierenden Funkens“ kann ein elektrisches Signal in eine mechanische Bewegung umgeformt werden und das mit einer Zeitverzögerung von 1 bis 10×10^{-6} Sekunden. Dieser Impuls erzeugt eine Hochdruckwelle, die sich mit einer Geschwindigkeit von etwa 15.000 m/s fortpflanzt; dies kann mit einer Explosion im Bereich von etwa 400.000 kW verglichen werden. Auf diese Weise wird eine zerschmetternde Kraft erzeugt, die etwa 18mal stärker ist als die von Nitroglycerin. Basierend auf diesem Prinzip wurden zahlreiche Versuche durchgeführt mit dem Ziel, Gesteine und andere dichte Festkörper zu zerkleinern.

Forschungsarbeiten, die vom Waffenforschungsausschuss des Amerikanischen Armee-Waffenkorps durchgeführt wurden zeigten, daß in Versuchen mit Unterwasserfunken ein Druck in der Größenordnung von 5.000 at erzeugt wurde. Eine Steigerung der Kraft der Unterwasserdruckwelle macht eine Erweiterung des Querschnittes des Funkenkanals sowie die Anordnung einer Mehrzahl von Elektroden erforderlich [148k].

Aus diesen Versuchen sowie aus theoretischen Berechnungen wurde gefolgert, daß zur Zerkleinerung von 1 t Kalkstein von etwa 45 mm Aufgabestückgröße auf eine Endteilchengröße von 0.001 mm eine Energie von nur 8–10 kWh/t erforderlich ist.

Mit diesen Zahlen kann der Wirkungsgrad dieser neuartigen Zerkleinerungstechnik, d. i. Mahlen von Zementrohmehl in einer Rohrmühle, verglichen werden. Für dieses Beispiel besteht Zementrohmehl aus rund 80 % Kalkstein und 20 % Mergel, wobei angenommen wird, daß die Mahlbarkeit beider Komponenten gleich ist.

Teilchen von 0.001 mm Korngröße haben eine spezifische Oberfläche von 30.000 cm²/g (siehe Fig. 10.2). Die spezifische Oberfläche von Zementrohmehl mit 14 % Rückstand auf dem 0.09 mm Sieb (4900 M/cm²) ist 2400 cm²/g (siehe Fig. 10.3). Die zur Erzeugung von 1 t Rohmehl erforderliche Mahlenergie kann mit 23 kWh/t angenommen werden, wohingegen, wie bereits vorher gesagt, die erforderliche Energie bei Anwendung des elektrohydraulischen Zerkleinerungsprinzips 8–10 kWh/t zerkleinerten Kalksteins beträgt; für das folgende Beispiel werden 10 kWh/t in Rechnung gestellt. Um einfachere Zahlen zu erhalten, werden in der Rechnung nach Möglichkeit m² anstatt cm² verwendet;

$$1 \text{ m}^2 = 10,000 \text{ cm}^2, 1 \text{ t} = 1,000,000 \text{ g.}$$

Elektrohydraulischer Effekt:

$$\frac{1,000,000 \text{ g} \times 3 \text{ m}^2}{1 \text{ m}^2} = 3,000,000 \text{ m}^2$$

$$\frac{3,000,000 \text{ m}^2}{10 \text{ kWh}} = 300,000 \text{ m}^2/\text{kWh}$$

By means of an "exploding spark" an electrical signal can be converted into a mechanical motion with a time lag of 1 to 10×10^{-6} seconds. The impulse generates a high pressure wave which moves with a velocity of about 15,000 meter/s, and which can be compared to an explosion in the range of 400,000 kW. Thus, a shattering power approximately 18 times more powerful than that of nitroglycerine is produced. Many experiments involving these principles have been conducted to disintegrate rocks and other dense solids.

Research work performed by the Office of Ordnance Research, U.S. Army Ordnance Corps, indicated that the pressure developed in underwater sparks experiments was of the order of 5,000 atmospheres. An increase in the diameter of the spark channel presumably requires the arrangement of a multiplicity of spark gaps to boost the power of the underwater pressure wave [148k].

Based on these experiments and on theoretical calculations it was concluded that to reduce 1 t of limestone from a particle size of approximately 45 mm to particles of 1 micron in size, the energy requirement would be only 8–10 kWh/t.

With these figures the efficiency of this new kind of comminution can be calculated and compared to conventional size reduction involving grinding of cement raw mix in a tube mill. For this example cement raw mix consists roughly of 80 % limestone and 20 % marl; marl is assumed to have the same grindability as limestone.

Particles 1 micron in size have a specific surface of 30,000 cm²/gram (see Fig. 10.2). The specific surface of cement raw mix with a fineness expressed as 14 % residue on the 170 mesh sieve equals 2400 cm²/gram (see Fig. 10.3). The grinding energy required to produce 1 ton of cement raw mix can be assumed with 23 kWh/t, whereas the size reduction energy required to produce 1 ton of disintegrated limestone by electrohydraulic comminution is, as previously quoted, 8–10 kWh; for this calculation a figure of 10 kWh/t will be applied. To get simpler figures, square meters will be used in the following calculation, instead of square centimeters;

$$1 \text{ m}^2 = 10,000 \text{ cm}^2, \text{ and } 1 \text{ t} = 1,000,000 \text{ g.}$$

Electrohydraulic effect:

erzeugt durch den elektrohydraulischen Effekt.

produced by the electrohydraulic effect.

Rohrmühle:

Tube mill:

$$\frac{1,000,000 \text{ g} \times 2,400 \text{ cm}^2}{10,000 \text{ cm}^2} = 240,000 \text{ m}^2$$

$$\frac{240,000 \text{ m}^2}{23 \text{ kWh}} = 10,435 \text{ m}^2/\text{kWh}$$

erzeugt in der Rohrmühle.

produced by a tube mill.

Der Wirkungsgrad der Zerkleinerung mit Hilfe des elektrohydraulischen Effekts ist

The efficiency of comminution by the electrohydraulic effect is

$$\frac{300,000 \text{ m}^2/\text{kWh}}{10,435 \text{ m}^2/\text{kWh}} \approx 29$$

mal höher als bei Mahlung in einer Rohrmühle. Es würden also

times higher than comminution performed in a tube mill. Thus

$$\frac{23 \text{ kWh}}{29} = 0.8 \text{ kWh}$$

genügen, um mit Hilfe des elektrohydraulischen Effekts 1 t Rohmehl mit 2400 Blaine zu erzeugen, anstatt 23 kWh/t bei Mahlung in einer Rohrmühle. Dies ist eine eindrucksvolle Zahl, jedoch sollte nicht vergessen werden, daß der elektrohydraulische Zerkleinerungsprozeß noch weiterer Entwicklungsarbeiten bedarf, um Zerkleinerungsarbeiten im technischen Maßstabe durchzuführen.

would be required to produce 1 ton of cement raw mix with 2400 Blaine applying the electrohydraulic effect for particle size reduction, instead of 23 kWh/t when grinding in a tube mill. This is a very impressive figure; however, it should be realized that the process of electrohydraulic comminution has yet to be developed to the extent of performing size reduction on a practical scale.

14.3. Mahlsysteme mit Gutbett-Walzenmühlen [148 n]

Bei der Zerkleinerung spröder Stoffe zwischen zwei Walzen im Gutbett handelt es sich im Vergleich zu herkömmlichen Methoden um ein energiesparendes Mahlverfahren, das bekannte Techniken benutzt und keine exotischen Komponenten benötigt. Das Herzstück einer solchen Anlage ist die bei der Krupp Polysius AG seit einiger Zeit im Programm befindliche Gutbett-Walzenmühle.

Diese Zerkleinerungsmaschine ist im Prinzip in Fig. 14.5. dargestellt. Sie besteht im wesentlichen aus zwei gegensinnig umlaufenden glatten Walzen mit dem Durchmesser-/Längenverhältnis von etwa 3. Beide Walzen sind wälzgelagert und in Gleitblöcken geführt. Eine Walze ist fest und nachstellbar eingerichtet, mit der anderen Walze wird der zur Zerkleinerung notwendige Druck hydraulisch aufgebracht. Die Walzen können bei eventuell auftretenden Fremdkörpern schnell ausweichen und ebenso schnell in ihre Ursprungslage zurückgeführt werden. In der hier vorgesehenen Anordnung werden die Walzen von Gleichstrommotoren über Gelenkwellen und aufgesteckte Planetengetriebe angetrieben. Die Aufgabe erfolgt von oben durch einen Trichter auf den Walzenspalt. Ein ähnlicher Walzenbrecher, aber

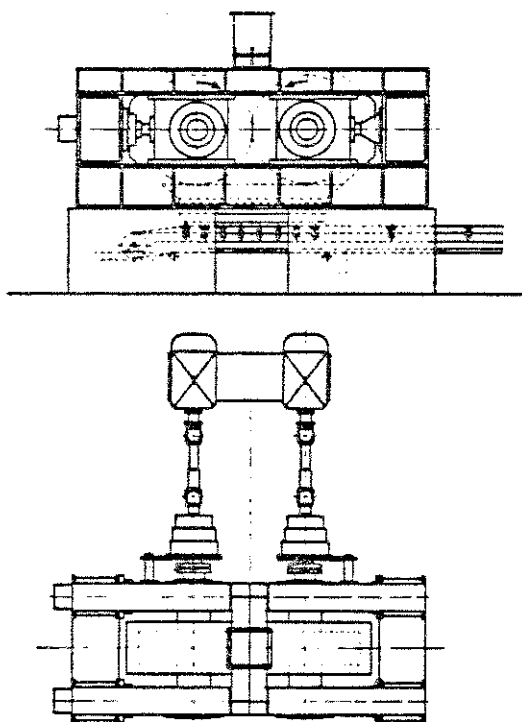
14.3. Grinding systems with the High-Pressure Grinding Roll [148 n]

The comminution of brittle material between two rollers in a material bed deals with, in comparison to traditional methods, an energy saving process using well known principles and it requires no exotic equipment. The heart of such a system is the high pressure grinding roll which is a part of Krupp Polysius' program.

The principle of this grinding machine is shown in Fig. 14.5. It consists essentially of two smooth rolls, with a diameter-to-length ratio of about 3, revolving in opposite directions. Both rolls run in antifriction bearings and are guided in slide supports. One roll has a fixed, adjustable mounting. The pressure required for the grinding process is applied by a hydraulic system via the other roll. The rolls react very quickly to any tramp metal in the bed of material by withdrawing of their normal working position and then returning just as rapidly to their original place. In the illustrated version, the rolls are driven by DC motors via cardan shafts and shaft-mounted planetary gear units. The material is fed from above through a hopper into the gap between the rolls. A similar roll crusher, but with grooved rolls is shown

Fig. 14.5. Gutbett-Walzenmühle

Fig. 14.5. High-Pressure grinding roll



mit gerippten Walzen ist in Abschnitt 3.10. dieses Buches gezeigt. Das zwischen den Walzen zerkleinerte Gut verläßt — je nach aufgebrachtter Mahlkraft — die Walzenmühle in mehr oder weniger festen Schülpen. Dieser aus feinen und groben Teilchen bestehende, in sich relativ feste Kuchen muß in einem nachfolgenden Zerkleinerungsaggregat entweder nur desagglomeriert oder weiter aufgemahlen werden.

Es stellt sich die Frage nach den Gründen der erheblichen Energieeinsparung beim Mahlen mit der Gutbett-Walzenmühle gegenüber der Kugelmühle.

In beiden Fällen werden die Mahlgutpartikel gleichartig beansprucht, nämlich durch Druck- und Schubkräfte innerhalb eines Gutbettes. Allerdings könnte bei der Kugelmühle eventuell ein größerer Schubanteil auftreten, was sich ungünstig auswirken würde.

Der hauptsächliche Unterschied ist jedoch folgender: In einer Kugelmühle geschehen Beanspruchung und Transport stochastisch. Die beanspruchenden Mahlkörper besitzen sehr unterschiedliche kinetische Energien; sowohl zu große als auch zu kleine Beanspruchungsenergien verschlechtern die Energieausnutzung, die spezifische Zerkleinerungsarbeit muß größer werden. In der Gutbett-Walzenmühle wird hingegen das Gutbett unter hohem Druck determiniert beansprucht, die optimale Intensität kann eingestellt werden.

Es treten drei Arten der Zerkleinerung auf:

— allgemeine Reduktion der Korngröße

in section 3.10. of this book. The ground material emerges from between the rolls as a compacted cake, whose consistency depends on the grinding pressure employed. This cake contains both fine and coarse particles and must be sent through a second size-reduction machine, either merely to disagglomerate the cake or for further grinding.

When considering the reasons for the remarkable saving in energy achieved by the high-pressure grinding roll compared with the ball mill, the differences between the two processes must be examined.

Although in both cases the particles of material are subjected to the grinding force in the same way, namely through compressive and shearing forces within a bed of material, it is possible that a higher proportion of shearing force could be generated in the ball mill, which would have an unfavorable effect.

However, the main difference is that in the ball mill the grinding and conveying of the material takes place stochastically. The grinding media possess widely varying kinetic energies; the energy utilization deteriorates, if the energies applied are either too great or too small, and the specific energy consumption must increase. In the grinding roll, however, the high pressure applied to the bed of material is determined and can be set to the optimum intensity.

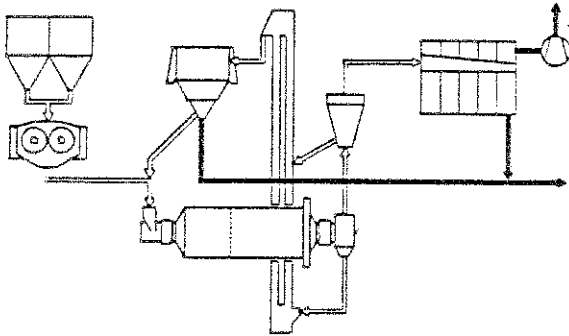
Three types of comminution occur:

— general reduction of the particle size

- Schädigung einzelner Körner in ihrer Festigkeit durch Bildung von Rissen
- Bildung eines hohen Feinkornanteils.

Bisher sind zwei Einsatzzwecke für die Gutbett-Walzenmühle vorgesehen:

- a) als Vormahlaggregat für existierende Mahlanlagen,
- b) als eigenständige Mühle zur Fertigmahlung.



- reduction of the strength of individual particles by cracking
- production of a high portion of fine particles.

Two areas of application have been foreseen for the grinding roll:

- a) as a primary grinding unit for existing grinding plants,
- b) as an autonomous mill for finish-grinding.

Fig. 14.6. Klinkermahlanlage mit Gutbett-Walzenmühle zur Vormahlung

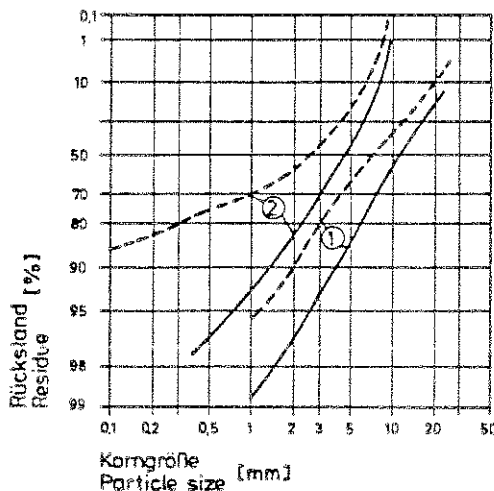
Fig. 14.6. Clinker grinding plant with pregrinding roll

Vormahlung mit der Gutbett-Walzenmühle

In Fig. 14.6. ist ein Kugelmahlsystem gezeigt, das mit dynamischen und statischen Sichern ausgerüstet ist. Um die Kugelmühle bei der Vor- bzw. Grobmahlung zu entlasten, ist ihr eine Gutbett-Walzenmühle vorgeschaltet. Hiermit läßt sich ein wesentlich höherer Zerkleinerungsgrad erzielen als mit herkömmlichen Backen-, Kegel- oder Walzenbrechern, da bereits ein merklicher Anteil an Feingut erzeugt wird. Dies erkennt man an den in Fig. 14.7. dargestellten Korngrößenverteilungen für einen Walzenbrecher und für die Gutbett-Walzenmühle. Die jeweils durchgezogenen Kurven zeigen das Aufgabegut, gestrichelt das

Primary grinding with the High-Pressure Grinding Roll

Fig. 14.6. illustrates a ball-mill system equipped with dynamic and stationary separators. In order to relieve the ball mill of the primary or coarse grinding, it is preceded by a grinding roll. A considerably higher degree of comminution is achieved with the grinding roll than with conventional jaw, cone or roll crushers because it produces a substantial portion of fines. This can be seen in the particle-size distributions shown in Fig. 14.7. for a roll crusher and for the grinding roll. The solid curves represent the feed material, the dotted curves the material produced by each machine. In the pair of curves numbered 2 (for the



- ① Vorbrechen in einem Walzenbrecher
Precrushing in a roll-crusher
- ② Vormahlen i.d. Gutbett-Walzenmühle
Pregrinding in a grinding roll

Fig. 14.7. Vorbrechen und Vormahlen

Fig. 14.7. Precrushing and pregrinding

Material nach dem Zerkleinerungsaggregat. Im Kurvenpaar 2 (für Gutbett-Walzenmühle) fällt der hohe Feinkornanteil auf. Dieser auch mit relativ geringem Energieeinsatz zwangsläufig entstehende Feinkornanteil ist der Vorteil der Gutbett-Walzenmühle gegenüber anderen Mahlsystemen.

In Fig. 14.8. ist dargestellt, welche Einsparungen an Energie und welcher Gewinn an Durchsatz mit dem Einsatz einer Gutbett-Walzenmühle als Vormühle erzielt werden können. Es wird ausgegangen von einer konventionellen Kugelmahlanlage, die einen spezifischen Energiebedarf von 30 kWh/t hat. Für die Vorzerkleinerung mit einer Gutbett-Walzenmühle würden in der Größenordnung von 2.5 bis 3.0 kWh/t benötigt. Für die gleiche Vorzerkleinerung würden in einer Kugelmühle etwa 4.5 bis 5.5 kWh/t benötigt. Die Energieersparnis beträgt also in der Größenordnung von 5–10 % des Gesamtenergiebedarfes. Die mit dem Einsatz einer Gutbett-Walzenmühle als Vormühle erzielte Durchsatzsteigerung liegt dann in der Größenordnung von etwa 15 %.

Beispiel	
Einbau einer Gutbett-Walzenmühle als Vormahlmühle in einer konventionellen Mahlanlage mit Rohrmühle	
Spez. Kraftverbrauch der konventionellen Anlage	30 kWh/t
Spez. Kraftverbrauch der Gutbett-Walzenmühle für Vormahlung	2.5 – 3.0 kWh/t
Spez. Kraftverbrauch der Rohrmühle f. Vormahlung	4.5 – 5.5 kWh/t
Eingesparter spez. Kraftverbrauch	2.0 – 3.0 kWh/t = 5 % – 10 %
Erhöhte Mahlleistung etwa	15 %

Fig. 14.8. Einsparungen und Gewinne mit der Gutbett-Walzenmühle bei Vormahlung

Bei diesen Zahlen handelt es sich laut Hersteller um sehr vorsichtige Angaben. Man ist überzeugt, daß in naher Zukunft durch Weiterentwicklung und Optimierung bedeutend bessere Ergebnisse erzielt werden können. Die bis heute durchgeführten Versuche lassen diesen Schluß zu.

Feinmahlung mit der Gutbett-Walzenmühle

Für einen weiteren Einsatzzweck der Gutbett-Walzenmühle — nämlich Fertigmahlung von spröden Stoffen, in diesem Falle Klinker — sind verschiedene Systeme denkbar.

In Fig. 14.9. ist ein System dargestellt, in dem die Gutbett-Walzenmühle im Kreislauf betrieben wird. Die in der Walzenmühle entstehenden Schülpen werden einer Hammermühle zugeführt, dort desagglomeriert und vom Luftstrom einem statischen Vor- und Fertigsichter zugeführt. Die dort abgetrennten Grieße wer-

grinding roll), the high portion of fines is noticeable. This high output of fines is always achieved, even with a relatively low energy input, and represents the advantage of the grinding roll compared with other grinding systems.

Fig. 14.8. shows the extent of the energy savings and improvement in output which can be attained when using the grinding roll as a primary mill. The figures given are based on a conventional ball-mill grinding system with a specific energy requirement of 30 kWh/t. The grinding-roll primary grinding stage requires about 2.5 to 3.0 kWh/t. The same degree of primary grinding in a ball mill would require about 4.5 to 5.5 kWh/t. The saving in energy is therefore 5–10 % of the total energy requirement. Furthermore, the installation of the grinding roll as a primary mill increases output by about 15 %.

Example	
Installation of a grinding roll as a pregrinding unit in a conventional grinding plant with tube mill	
Spec. power consumption, conv. plant	30 kWh/t
Spec. power consumption of grinding roll for pregrinding	2.5 to 3.0 kWh/t
Spec. power consumption of tube mill for pregrinding	4.5 to 5.5 kWh/t
Spec. power consumption saved	2.0 to 3.0 kWh/t = 5 % to 10 %
Output increased	Approx. 15 %

Fig. 14.8. Savings and profits with roll mill pregrinding

According to the manufacturers, these are very conservative estimates. They are convinced that further development and optimization will lead to significantly better results in the near future. The tests carried out to date support this view.

Finish-grinding with the High-Pressure Grinding Roll

For the further object of the grinding roll — the finish-grinding of brittle materials (in this case clinker) — various systems could be used.

Fig. 14.9. illustrates a plant in which the grinding roll operates in a closed circuit system. The compacted cakes of material are fed to a hammer mill and disagglomerated. The particles are then carried in the airstream to static primary and finish separators. The tailings discharged from the separator are returned to

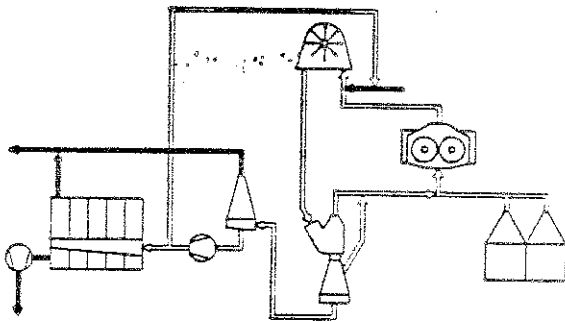


Fig. 14.9. Klinkermahlanlage mit Gutbett-Walzenmühle und Luftstromsichtung

Fig. 14.9. Clinker grinding plant with grinding roll and air swept separation

den der Walzenmühle wieder aufgegeben zur weiteren Mahlung. Das im Luftstrom nach den Sichern enthaltene Fertiggut wird in Zyklonen und Filtern abgeschieden. Anstelle der Hammermühle kann z. B. auch eine Kugelmühle eingesetzt werden.

Die Vorteile eines solchen Systemes liegen im wesentlichen neben der erzielbaren Einsparung an Energie im einfachen maschinellen Aufbau der Anlage. Darüber hinaus können auch feuchte Güter gemahlen werden, die durch Heißluftzufuhr im Hammerbrecher getrocknet werden.

Eine weitere Möglichkeit, die Gutbett-Walzenmühle zur Feinmahlung einzusetzen, ist im Fließschema Fig. 14.10. dargestellt. Auch hier werden wie im vorhergehenden Schema die von der Walzenmühle erzeugten Schülpen in einer Hammermühle aufgeschlossen. Die Hammermühle wird den Erfordernissen entsprechend entstaubt und die staubhaltige Luft einem Gießabscheider zugeführt. Dort werden die noch groben Partikel aus dem Gasstrom abgeschieden und dem Mahlkreislauf wieder zugeführt. Der Luftstrom nach Gießabscheider wird im Filter entstaubt. Das dort anfallende Gut ist Fertiggut.

Der wesentliche Teil des in der Hammermühle desagglomerierten Gutes wird von dort per Schwerkraft ausgetragen und mit einem Becherwerk einem dynamischen Sichter zugeführt. Dort erfolgt die Trennung in Fertiggut und Grieße. Die Grieße werden zur weiteren Aufmahlung der Walzenmühle aufgegeben.

Auch in diesem System kann die Hammermühle durch eine Kugelmühle oder ein ähnliches Aggregat zur Desagglomeration der Schülpen ersetzt werden.

Zemente, die in den beschriebenen Systemen erzeugt worden sind, zeigen — ähnlich wie Rollenmühlenzemente — eine sehr steile Körnungsverteilung. Fig. 14.11. zeigt einen Walzenmühlenzement sowie drei aus demselben Klinker mit einer industriellen Zweikammer-Sichtermühle ermahlenden Portlandze-

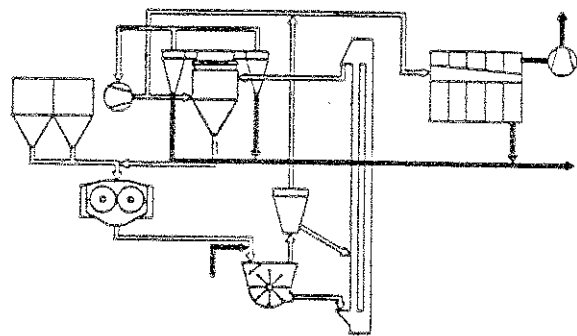


Fig. 14.10. Klinkermahlanlage mit Gutbett-Walzenmühle und Zyklon-Umluftsichter

Fig. 14.10. Clinker grinding plant with grinding roll and cyclone separator

the grinding roll for further size reduction. The finished product carried in the airstream after the separator is collected in cyclones and filters. Instead of the hammer mill, a ball mill could also be used in this system.

The advantage of such a system, besides the attainable reduction in energy consumption, is the simple mechanical design of the plant. Furthermore, it is also possible to grind moist materials, which are dried by hot air in the hammer mill.

Another possible application of the grinding roll is illustrated in the flow chart shown in Fig. 14.10. Here too, the compacted cakes produced by the grinding roll are disintegrated in a hammer mill. The hammer mill is dedusted and the dust-laden air passed through a separator to remove the coarse particles. These are returned to the grinding circuit. The airstream after the separator is led to a filter, where the finished product is collected.

Most of the disintegrated product in the hammer mill is discharged by gravity and fed to a dynamic separator by bucket elevator. Here the material is separated into finished product and tailings. The tailings are returned to the grinding roll for further size reduction.

In this system, a ball mill or similar machine could also be used instead of the hammer mill for disintegrating the compacted cakes of material.

The cements produced in the described systems display — similarly to those from roller mills — a very steep particle size distribution. Fig. 14.11. shows a grinding roll-cement and three Portland cements with the qualities PZ 35 F, PZ 45 F and PZ 55 (according to German standards DIN 1164) produced from

14. Mahlmethoden im Entwicklungszustand

mente der Qualitäten PZ 35 F, PZ 45 F und PZ 55 (gemäß DIN 1164). Die Werte für die spezifischen Oberflächen sind:

3.200 cm²/g nach Blaine beim Walzenmühlzement sowie 2.900 cm²/g, 3.600 cm²/g und 5.100 cm²/g bei den handelsüblichen Zementen aus einer Kugelmahl-anlage.

Der Walzenmühlzement zeigt die bei weitem steilste Körnungslinie und damit die engste Kornverteilung, was seine Festigkeitsentwicklung sehr günstig beeinflusst.

Welche Möglichkeiten sich mit einem System ergeben, wie es in Fig. 14.10. beschrieben worden ist, ist dargestellt in Tabelle 14.1. Es werden hier zwei Systeme verglichen auf der Basis eines Klinkers, der eine Mahlbarkeit nach Zeisel von 34 kWh/t hat. Das erste System besteht aus einer Gutbett-Walzenmühle, einer Hammermühle zum Desagglomerieren der Schülpen, einem Zyklonluftsichter, dem Systemventilator und den Hilfsaggregaten. Der Gesamtenergiebedarf hierfür liegt bei 24,5 kWh/t. Das zweite System besteht aus einer Rohrmühle, einem Zyklonluftsichter, dem Systemventilator und den Hilfsaggregaten. Hierfür müssen unter gleichen Bedingungen ca. 33 kWh/t eingesetzt werden. Die Einsparungen eines Walzenmühlensystems gegenüber einem Rohrmühlensystem liegen — bezogen auf die gleiche spezifische Oberfläche des Zementes — bei ca. 25 %.

14. Grinding methods in the state of development

the same clinker as the grinding roll-cement by an industrial two-compartment separator mill. The specific surface values are:

grinding roll-cement 3.200 cm²/g acc. to Blaine conventionally-produced cements from ball-mill systems 2.900 cm²/g, 3.600 cm²/g, and 5.100 cm²/g.

The grinding roll-cement has by far the steepest particle size distribution line and therefore the narrowest particle size distribution, which very positively affects its strength development.

The possibilities offered by a system such as that illustrated in Fig. 14.10. are shown in Table 14.1. Here, two systems are compared on the basis of a clinker with a grindability of 34 kWh/t according to Zeisel. The first system consists of a grinding roll, a hammer mill for disagglomerating the cakes of material, a cyclone separator, the system blower and the auxiliary units. The total energy requirement of this system is 24.5 kWh/t. The second system consists of a tube mill, a cyclone separator, the system blower and the auxiliary units. Under identical operating conditions, this system requires 33 kWh/t. The attainable savings of a grinding roll-system compared with a tube mill-system are — referred to cements of the same specific surface — approx. 25 %.

Tabelle 14.1

Table 14.1

Vergleich der spez. Verbrauchswerte Gutbett-Walzenmühle-Rohrmühle Energy comparison grinding roll-tube mill			
Produkt: Massenzement		Product: OPC	
Spez. Oberfläche	3.000 cm ² /g	Spec. surface	3.000 cm ² /g
Mahlbarkeit gem. Zeisel	34 kWh/t	Grindability acc. to Zeisel	34 kWh/t
Desagglomeration	Hammermühle	Desagglomeration	Hammer mill
Sichtung	Zyklon-Sichter	Separation	Cyclone separator
Walzenmühle	15.0 kWh/t	Grinding roll	15.0 kWh/t
Hammermühle	3.0 kWh/t	Hammer mill	3.0 kWh/t
Windsichter	4.5 kWh/t	Separator, incl. fan	4.5 kWh/t
System-Gebläse	1.5 kWh/t	System fan	1.5 kWh/t
Verschiedenes	0.5 kWh/t	Auxiliaries	0.5 kWh/t
	<u>24.5 kWh/t</u>		<u>24.5 kWh/t</u>
Rohrmühle	29.0 kWh/t	Tube mill	29.0 kWh/t
Windsichter	2.5 kWh/t	Separator, incl. fan	2.5 kWh/t
System-Gebläse	1.0 kWh/t	System fan	1.0 kWh/t
Verschiedenes	0.5 kWh/t	Auxiliaries	0.5 kWh/t
	<u>33.0 kWh/t</u>		<u>33.0 kWh/t</u>
Einsparung: Walzenmühle-Rohrmühle 25 %		Savings grinding roll-tube mill 25 %	

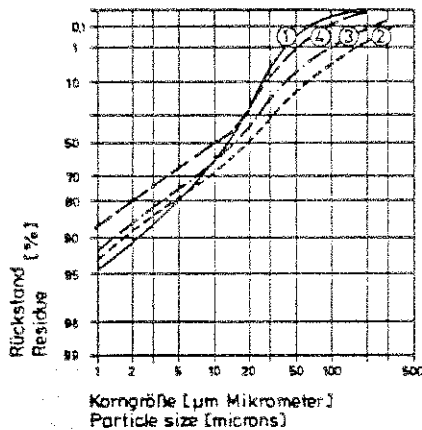


Fig. 14.11. Korngrößenverteilung verschiedener Zemente

Fig. 14.11. Particle size distribution of various cements

Die Fragen nach dem Verschleiß und der Betriebssicherheit einer solchen Anlage können momentan nur anhand der mit der Pilotanlage erzielten Resultate beantwortet werden. Dort ist seit ihrer Inbetriebnahme noch kein meßbarer Verschleiß an den Walzenmänteln aufgetreten.

Mit den heute zur Verfügung stehenden verschleißbeständigen Werkstoffen ist, z. B. mit chromlegiertem Hartguß, der Verschleiß durchaus beherrschbar, zumal es zwischen den Walzenflächen wegen deren Zylindergestalt keine erzwungene „scherende“ Relativbewegung gibt, die verschleißfördernd wäre.

Da die Oberflächen der Walzen weitgehend glatt sein müssen, um die Wirksamkeit der Mühle zu erhalten, soll eine Vorrichtung mitgeliefert werden, die das Glattdrehen der Walzen im eingebauten Zustand erlaubt. Es wird darüber hinaus überlegt, ob die verschlissenen Walzen durch Auftragsschweißung wieder in ihre ursprüngliche Form gebracht werden können.

Die Schallemission einer Gutbett-Walzenmühle ist bedeutend geringer als die einer Kugelmühle.

Die Betriebssicherheit läßt sich natürlich erst in Langzeitversuchen erfahren. Sie sollte jedoch schon deswegen gegeben sein, da die Gutbett-Walzenmühle in keiner Weise eine komplizierte Maschine ist [114c, 114d].

The questions of wear and operational reliability of the grinding roll can at present only be answered on the basis of the results obtained with the pilot plant. Since the commissioning of this unit, no measurable wear has been suffered by the roll jackets.

With the wear-resistant materials available today — for instance high chrome alloy steel — the problem of wear can be effectively mastered. Furthermore, the cylindrical shape of the grinding rolls means that there is no relative movement of a “shearing” nature between the grinding surface which could promote wear.

As the efficiency of the grinding roll depends on the surfaces of the rolls being as smooth as possible, a device will be supplied with the grinding roll which will permit the surfaces to be smoothed without dismantling the rolls. It is also being investigated whether worn out rolls can be returned to their original form by hard facing (rewelding).

The noise emission level of a grinding roll unit is considerably lower than those of a ball mill.

Of course, only long-time tests can prove the operational reliability of the grinding roll. However, its mechanical simplicity should guarantee a long and reliable service life [114c, 114d].

15. Windsichter

Sichten wie es im Windsichter durchgeführt wird, bedeutet, einen vorgegebenen Materialstrom in zwei unterschiedliche Ströme zu trennen, wobei der eine Strom möglichst nur die Feinanteile und der andere möglichst nur die Grobanteile der aufgegebenen Kornzusammensetzung enthalten soll. Um diese Forderungen zu erfüllen muß das von der Sichtluft getragene Sichtgut einerseits sehr gleichmäßig in einem Sichtraum verteilt werden, andererseits müssen die auf das Sichtgut einwirkenden Kräfte variierbar sein. Die auf das Sichtgut einwirkenden Kräfte sind weiter unten beschrieben.

Der in der Zementindustrie am weitesten verbreitete Windsichter ist der Streu-Windsichter. Im Streu-Windsichter wird das Aufgabegut mit Hilfe eines Streutellers in den Sichtraum eingestreut. Für die Speisung des Windsichters mit Mahlgut gibt es die verschiedensten konstruktiven Lösungen. Die meisten Streu-Windsichter erzeugen die Strömung der Luft im Sichter selbst; sie werden deshalb auch als Umluftwindsichter bezeichnet. Streuwindsichter können auch mit Sichtluft versorgt werden, die außerhalb des Sichters erzeugt wird.

Der Windsichter arbeitet nach folgenden Grundsätzen:

Die Wirkung eines Luftstromes von gegebener Geschwindigkeit auf ein Masseteilchen ist proportional der Oberfläche, die dieses Teilchen dem Luftstrom darbietet, also zum Quadrat der mittleren Abmessung des Masseteilchens. Die Wirkung der Schwerkraft auf ein Masseteilchen ist proportional dem Volumen, also zur dritten Potenz der mittleren Abmessung des Masseteilchens. Infolgedessen vergrößert sich die Wirkung der Schwerkraft schneller als die eines Luftstromes von der gleichen Geschwindigkeit. Wenn nun diese beiden Kräfte in Wechselbeziehung zueinander treten, d. h., wenn die sich im freien Fall befindlichen Teilchen einem aufsteigenden Luftstrom ausgesetzt werden, wird die Wirkung der Schwerkraft über die Wirkung eines Luftstromes vorherrschen je größer die Abmessungen der Teilchen sind. Umgekehrt wird der passend eingestellte Luftstrom jenes Masseteilchen um so leichter gegenüber der Schwerkraft mitreißen können, je feiner es ist [149].

Fig. 15.1. stellt einen typischen Streu-Windsichter dar. Das Aufgabegut wird über ein Aufgaberohr durch welches die Antriebswelle hindurchgeht, auf den Streuteller aufgegeben. Der Windsichter-Rotor erzeugt einen konstanten Umluftstrom, in den das Aufgabegut durch den Streuteller eingestreut wird.

15. Air separators

Separation as performed by mechanical air separators is the division of a given material stream into two separate streams, using air as the carrying medium. Hereby one stream should contain only fine particles, and the other, as far as possible, only coarse particles. To perform this function, the separator feed must be evenly distributed inside the separator, and subjected to classifying forces, which should be variable. The classifying forces acting upon the various solid particles of different sizes, are described farther down.

The dispersion separator, (also called the mechanical air separator) is the most representative air separator in the cement industry. This kind of separator utilizes a distribution plate to disperse the feed material into the separating space. There are various designs of feeding arrangements of the mechanical air separator. The majority of the mechanical air separators generate the circulating air inside the separator itself; therefore they are also called circulating air separators. Mechanical air separators can also be supplied with separating air generated outside the separator.

The operation of the air separator is based on the following principles:

The action of an air current of a certain velocity upon a mass-particle is proportional to the surface presented by this particle to the air current, thus to the square of the mean dimensions of the particle. The action of the force of gravity upon a mass-particle is proportional to the volume, thus to the cube of the mean dimensions of the particle. Therefore the effect of the force of gravity increases faster than that of an air current of constant velocity. If these two forces are concurrent, i. e. when particles being in a state of free fall are exposed to an ascending air current, the force of gravity will prevail over the effect of the air current as particle dimensions increase. On the other hand a properly adjusted air current will oppose the force of gravity and lift up the finest mass-particles [149].

Fig. 15.1 shows a typical mechanical air separator. The separator feed passed through the hollow feed spout and drops by gravity to the distribution plate. The drive shaft operates through the hollow feed spout. The separator main fan creates a continuous circulating air current into which the distribution plate disperses the separator feed.

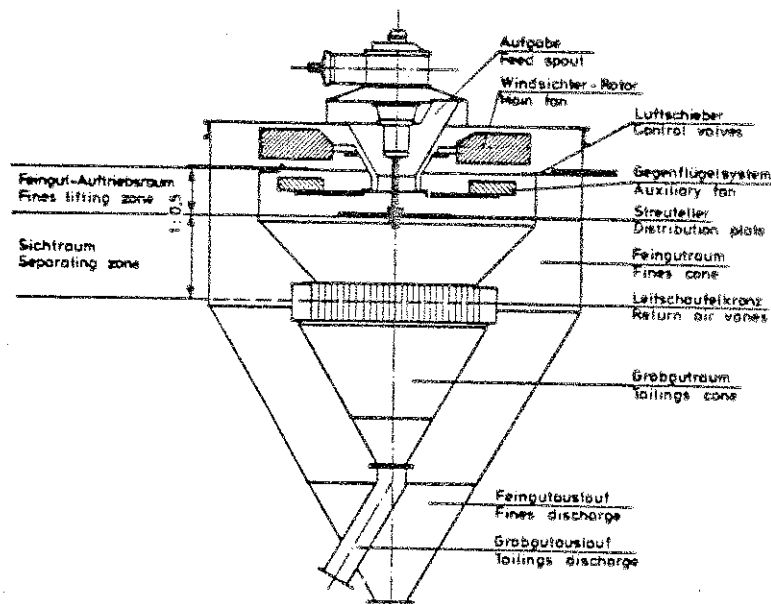


Fig. 15.1. Schematische Darstellung eines Streu-Windsichters

Auf das den Streuteller verlassende Material wirken drei Kräfte ein (siehe Fig. 15.2.a):

1. die Zentrifugalkraft F_c
2. die Kraft des aufsteigenden Luftstromes F_d
3. die Schwerkraft F_g

Luftgeschwindigkeit und Luftmenge sowie Umdrehungsgeschwindigkeit sind hier wichtige Faktoren für die Trennung des Feinkorns vom Grobkorn.

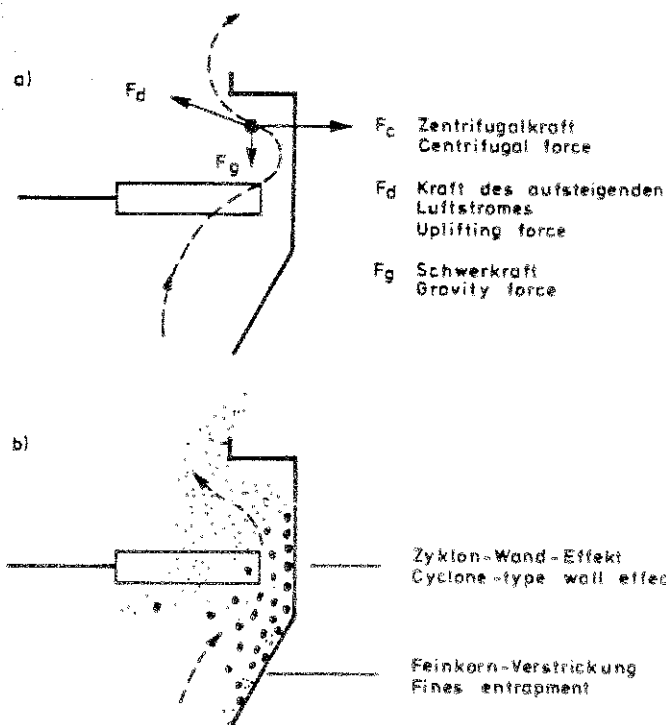


Fig. 152. Sichtkorn und Windsichter-Wandeffekt

Fig. 15.1. Schematic of a mechanical air separator

Materials leaving the distribution plate are acted upon by three forces (see Fig. 15.2a):

1. The centrifugal force, F_c
2. The force of the ascending air current, F_d
3. The force of gravity, F_g

Air velocity, volume of air, and speed of rotation are important factors in the separating of the fine particles from the coarse ones.

Der Streuteller muß den Teilchen eine entsprechende Zentrifugalkraft erteilen, um diese schneller in den Sichtraum einzustreuen, als neues Aufgabegut den Streuteller erreicht. Aufgeschweißte radiale Streuleisten verhindern ein Rutschen des Sichtgutes auf dem Streuteller. Schwerere und größere Teilchen werden weiter nach außen geworfen, verlieren an Zentrifugalkraft und werden durch Einwirkung der Schwerkraft und — wenn sie auf den Kegel auftreffen — durch den Zyklon-Wandeffekt in den Grobgutraum abgeschieden [150].

Fig. 15.2.a. zeigt die auf das Sichtkorn im Windsichter einwirkenden drei Kräfte. Fig. 15.2.b. veranschaulicht den Zyklon-Wand-Effekt im Windsichter sowie die Verstrickung von Feinkorn in Anhäufungen von Grobkorn; dieser Umstand trägt auch zur Unschärfe der Trenngrenze bei.

Im aufsteigenden Luftstrom werden die Feinteile bis zu einer gewissen Größe angehoben und gelangen zwischen den Schaufeln des Gegenflügelssystems und des Rotors in den äußeren Windsichterkegel, der auch Feingutraum genannt wird. Unterhalb des Sichtraumes befindet sich der Leitschaukelkranz, durch dessen Gitter der Rotor die Luft aus dem Feingutraum in den Sichtraum saugt. Die Abscheidung des Feingutes aus dem Luftstrom im äußeren Windsichterkegel erfolgt durch Verringerung der Luftgeschwindigkeit sowie durch Umlenkung. Da feinste Kornfraktionen, deren Sinkgeschwindigkeit gering ist, im Luftstrom schweben, kann nicht verhindert werden, daß Feinstaub zum Teil ständig umläuft und auch ein Teil ins Grobkorn gelangt.

Das Gegenflügelssystem läuft auf einer gemeinsamen Achse mit dem Rotor und dem Streuteller. Das Gegenflügelssystem wirkt dem Ansaugstrom des Rotors entgegen. Diese Gegenwirkung kann durch die Anzahl der Schaufeln des Gegenflügelssystems reguliert werden. Eine große Anzahl von Schaufeln verursacht eine stärkere Gegenwirkung, d. h., sie wirkt dem aufsteigenden Luftstrom mehr entgegen als eine kleine Anzahl von Schaufeln. Diese Einstellung der notwendigen Schaufelzahl ist erforderlich bei Umstellung auf andere Zementsorten; für diesen Zweck muß die Mahlanlage stillgesetzt werden.

Eine weitere Möglichkeit der Feineinstellung des Windsichters bieten die horizontal angeordneten Luftschieber, durch die man den Ansaugquerschnitt für den Rotor verändern kann. Die Luftschieber ermöglichen eine Drosselung des Luftstromes, wodurch die Trennkorngröße mehr ins Feingebiet verschoben werden kann. Diese Feineinstellung kann während des Betriebes der Anlage erfolgen [151].

Die Rotorflügel sind ebenfalls verstellbar, um so den Durchmesser des Rotors zu verkleinern oder zu vergrößern. Maximale Verstellung der Rotorflügel nach außen und offene Luftschieberklappen geben maximale Leistung des Windsichters, allerdings auf Kosten der Feinheit des Feingutes. Mit der Verstellung der Rotorflügel der Schaufeln des Gegenflügel-

The distribution plate must impart to the particles a centrifugal force of sufficient magnitude to throw the particles into the separating zone faster than new feed is received at the hub of the distribution plate. Radial dispersing ribs welded on the distribution plate prevent sliding of the separator feed. As heavier and larger particles are thrown farther outwards and their centrifugal force is decreased, they settle by action of gravity. If they hit the separator wall, cyclone type wall effect forces them down into the tailings cone [150].

Fig. 15.2.a. shows the three forces acting upon a particle in the separator. Fig. 15.2.b. illustrates the cyclone-type wall effect inside the separator as well as the entrapment of fines by accumulation of coarse particles; this circumstance contributes to a blurred dividing line between fine and coarse particle fractions.

Fine particles up to a certain size are lifted by the ascending air current and pass between the blades of both the auxiliary and main fan into the outer separator cone which is also called fines cone. Underneath the separating zone the return air vanes are located. The main fan moves the air from the fines cone into the separating zone through this grating of vanes. The separation of the fines from the descending air current in the outer separator cone is performed by decreasing the air velocity as well as by change of direction of the air current. Because of the low rate of descent of the smallest particles, these fractions are always suspended in the air current and therefore a portion of fine dust is continuously circulating and a fraction of the fines comes into the separator tailings.

Main fan, auxiliary fan, and distribution plate are mounted on a common shaft. The auxiliary fan acts against the intake air current caused by the main fan; this counteraction can be controlled by the number of blades of the auxiliary fan. A large number of blades causes a stronger counteraction, i. e. it chokes the upcoming air current more than a smaller number of blades. An adjustment in the number of blades is necessary, when switching to other types of cement. The grinding plant must be shut down to accomplish this.

Another possibility for fine adjustment of air separators is offered by the horizontal control valves which make it possible to change the cross section of the ascending air current. By adjusting the air control valves it is possible to choke the air current and shift the classification boundary closer to the separator fines. This fine adjustment can be accomplished without stopping the operation of the grinding plant [151].

The blades of the main fan are also adjustable; adjustment can produce a larger or smaller fan diameter. Maximum outward position of the blades with air control valves wide open, results in increased separator capacity, but with the tendency to yield a coarser product. Any desired product fineness can be attained when adjusting the blades of the main fan.

systems und der Luftschieber kann fast jede gewünschte Feinheit erreicht werden; dies beeinflusst jedoch den Durchsatz des Windsichters.

Der Anteil an Feinkorn im Sichter-Aufgabegut soll nach Empfehlungen der Hersteller etwa 70 % und die Umlaufmenge etwa 200 % betragen [152].

Die Menge an vorhandenem Überkorn ist ein Maßstab für die Qualität des Feingutes.

Die Leistung des Windsichters wird durch die Feingutmenge beurteilt, die in das Windsichter Grobgut übergeht bzw. noch im Grobgut vorhanden ist.

Die Feingutleistung des Windsichters nimmt mit der Feinheit des Produktes ab. Die Leistung eines Windsichters ist vom Mühlentyp abhängig, mit welchem der Sichter gekoppelt ist. Die Trennschärfe des Windsichters ist um so größer, je größer das Verhältnis von Länge zum Durchmesser der Mühle ist, d. h., je kleiner die Umlaufmenge ist [153, 154].

15.1. Dimensionsverhältnisse konventioneller Windsichter

In Fig. 15.1. ist ein Sichtraum und ein Feingut-Auftriebsraum eingezeichnet. Die Höhe dieser beiden Räume ist für eine wirkungsvolle Sichtarbeit des Windsichters von besonderer Bedeutung. Um dem Aufluftstrom die Möglichkeit zu geben, mit dem vom Streuteller oder Streuring ausgestreuten Sichtgut möglichst lange in Wechselwirkung zu verweilen, also die Aufenthaltszeit des Sichtgutes im Luftstrom zu verlängern, um besser selektiv zu wirken, soll dieser Raum möglichst hoch sein. Das ausgesichtete Feingut wird im Feingut-Auftriebsraum angehoben und über die Kante des inneren Kegels in den Feingutraum getragen, was möglichst schnell geschehen soll. Für eine gute Windsichterwirkung soll das Höhenverhältnis beider Räume zueinander, d. i. die Höhe des Sichtraumes zur Höhe des Auftriebsraumes maximal 1 : 1 betragen. Bessere Sichtwirkung wird mit einem Verhältnis von 1 : < 1 erreicht. Das Höhenverhältnis beider Räume des in Fig. 15.1. dargestellten Windsichters ist 1 : 0,5, was für eine gute Sichtwirkung spricht. Windsichter bei denen dieses Verhältnis 0,8 : 1 bis 0,5 : 1 und darunter beträgt, haben ungenügende Sichtwirkung.

Tanaka [155] gibt für die Dimensionsverhältnisse einiger Bauelemente eines konventionellen Windsichters die folgenden Empfehlungen (siehe Fig. 15.3).

Danach sollen die angeführten Dimensionen folgenden Verhältnissen entsprechen.

b	=	0.1 d
d ₁	=	0.7 d
d ₁	=	0.7 d
d ₂	=	0.5 d
d ₃	=	0.33 d

the blades of the auxiliary fan, or the air control valves; however, the capacity of the air separator is reduced.

Separator manufacturers suggest that the fraction of fines present in the separator feed should be approximately 70 %; and, a circulating load of about 200 % is recommended [152].

The separator finished product is judged by the amount of coarse particles in the fines.

The criterion for separator capacity is the amount of fines which pass into or are still present in the separator tailings.

The finer the particle size of the finished product, the lower the separator's production capacity. The efficiency of an air separator depends upon the type of mill working with the separator. The higher the length to diameter ratio of the mill consequently the lower the circulating load — the better the selectivity of an air separator [153, 154].

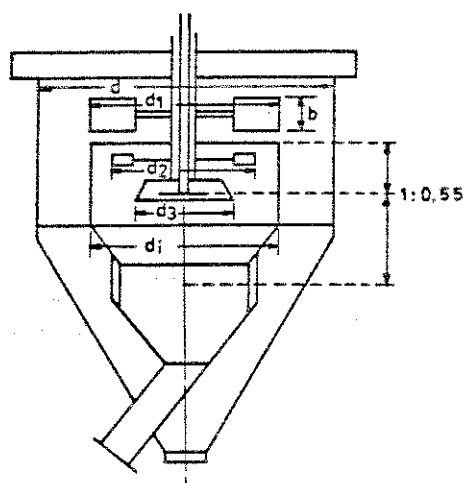
15.1. Dimension ratios of conventional air separators

Fig. 15.1. left, shows separating and lifting zones for the separator fines. The heights of these two spaces are of particular significance for the classifying work of an air separator. The upward air current should have the opportunity to remain as long as possible in interaction with the separator feed dispersed by the distribution plate, or in other words, the residence time of the separator feed in the air current should be extended to create a more selective action. The separating zone should have a maximum height to achieve this result. In the fines lifting zone of the separator the classified fines are being elevated and thrown over the brim of the inner cone into the fines cone; this should happen very fast. For an effective classifying action the ratio of the heights of both zones, i. e., the height of the separating zone to the height of the fines lifting zone should amount to a maximum of 1 : 1. A better classifying action will be attained with a ratio of 1 : < 1. The ratio of heights of both zones of the separator shown in Fig. 15.1. is 1 : 0.5, which provides an acceptable classifying performance. Separators with a height ratio of 0.8 : 1 to 0.5 : 1 and below, show an unsatisfactory classifying action.

The following suggestions are made by Tanaka [155] for the dimension ratio of some structural elements of a conventional mechanical air separator (see Fig. 15.3).

According to the scheme, the dimensions shown should comply with the following ratios:

Tanaka nennt kein Höhenverhältnis von Sichtraum zum Feingut-Auftriebsraum, aber aus dem Bilde resultiert, daß dieses Verhältnis 1 : 0.55 beträgt, also für die Sichtwirkung günstig ist.



Tanaka is not specific about the height ratio of the separating zone of the fines lifting zone, but the picture shows that this ratio equals 1 : 0.55; this indicates efficient classifying action.

Fig. 15.3. Dimensionsverhältnisse eines konventionellen Windsichters

Fig. 15.3. Dimension ratios of a conventional air separator

15.2. Windsichter-Größen

Konventionelle Streu-Windsichter werden von kleinen Einheiten bis zu Größen von 10 m Durchmesser und Leistungen bis zu 250 Tonnen pro Stunde Feingut gebaut [156]. Die Größe der Windsichter wird allgemein mit dem Durchmesser des äußeren Zylinders bezeichnet.

Tabelle 15.2.1. enthält Windsichtergrößen und Durchsatzleistungen für Zement-Rohmehl und Portland Zement; dies sind konventionelle, einachsige Windsichter, hergestellt in USA.

15.2. Air separator sizes

Conventional mechanical air separators are available in sizes up to 10 m in diameter and with capacities up to 250 t/h (metric) of separator fines [156]. Generally air separator sizes are specified by the diameter of the outer separator casing.

Table 15.2.1. contains separator sizes and capacities for cement raw mix and Portland cement; these are conventional single shaft mechanical air separators, manufactured in the United States.

Tabelle 15.2.1.

Table 15.2.1.

Windsichter Größe — Durchmesser in m Separator size — diameter, m	3.04	3.65	4.25	4.86	5.47	6.08	6.69	7.30
Leistung in t/h Zement-Rohmehl, Feinheit: 15 % Rückstand 6400 M/cm ² Sieb — Minimum/Maximum	10/15	15/20	20/35	35/90	90/130	130/230	230/310	310/410
Capacity t/h of cement raw mix, 85 % passing 200 mesh screen — minimum/maximum								
Leistung in t/h Portland Zement, Feinheit 3000 Blaine	9	14	20	38	69	118	160	213
— " — 3600 Blaine	6	10	15	32	54	80	127	181
— " — 4400 Blaine	3	7	12	19	33	49	76	114
— " — 5000 Blaine	2	4	7	16	27	41	64	90
Capacity in t/h Portland Cement, fineness								
Leistungsbedarf, PS Power input, HP	30	40	60 — 75	100 — 150	200 — 350	350 — 450	450 — 600	600 — 800
Drehzahlen, U/min Revolutions, rpm	275	215	210	190	180	160	150	140

Tabelle 15.2.2. enthält Sichtergrößen und Sichtleistungen von konventionellen einachsigen Streu-Windsichtern (Gebr. Pfeiffer, Kaiserslautern).

Table 15.2.2. contains sizes and capacities of conventional single shaft mechanical air separators (Gebr. Pfeiffer, Kaiserslautern, W. Germany).

Tabelle 15.2.2

Table 15.2.2

Windsichter-Durchmesser, m Separator diameter, m	2.5	2.8	3.2	3.5	3.8	4.2	4.5	4.8	5.5
Leistungsbedarf, PS Power input, HP	25	30	40	50	60	80	100	125	160
Drehzahlen, U/min Rotational speed, rpm	320	285	245	230	220	205	190	170	150
Windsichter Feingut, 92 % < 90 µm t/h	15	18	30	39	45	62	70	80	100
Separator fines, 92 % < 90 microns t/h									

15.3. Spezifischer Arbeitsbedarf von Windsichtern

Der spezifische Arbeitsbedarf von Windsichtern ist abhängig von der Beschaffenheit des Sichtgutes, der Umlaufmenge sowie von der gewünschten Endfeinheit. Es werden Zahlen von 2 bis 6 kWh/t Feingut genannt; dies schließt auch Windsichter ein, die ihre Sichtluft von außen beziehen [157].

15.3. Specific power requirement of air separators

The specific power requirement of mechanical air separators depends upon the quality of separator feed, the circulating load, and the desired fineness of the finished product. Figures in the magnitude from 2 to 6 kWh/t (metric ton) are quoted; this includes also separators with air supply from outside [157].

15.4. Streuwindsichter mit veränderlicher Drehzahl des Gegenflügelsystems

Der wesentliche Unterschied dieser Bauart des Streuwindsichters besteht in der speziellen konstruktiven Ausführung der Feinheitregulierung. Bei dieser Windsichter-Bauart hat das Gegenflügelsystem einen getrennten Antrieb, dessen Drehzahl stufenlos geregelt werden kann. Der Streuteller oder Streuring hängt auf der Welle des Gegenflügelsystems. Die Drehzahl des Gegenflügelsystems beträgt etwa 50–60 % der Drehzahl des Rotors; die Drehzahl des Rotors ist unveränderlich. Der Drehzahlbereich des Gegenflügelsystems beträgt etwa 1:3; bei größeren Einheiten sinkt dieses Verhältnis bis auf 1:1.75. Die Drehrichtung ist gleichsinnig mit der des Rotors. Um die Arbeit des Streutellers nicht zu beeinträchtigen, soll die Drehzahl des Gegenflügelsystems 80 Umdrehungen pro Minute nicht unterschreiten. Um konstante Drehzahl des Streutellers zu gewährleisten, wurden Windsichter mit gesondertem Antrieb für den Streuteller entwickelt [158].

15.4. Air separators with speed controlled auxiliary fan

The essential difference of this kind of dispersion type separators consists of the specific design of the adjustment to control the separator fines. For this type of separator design, the auxiliary fan has a separate drive with variable and stepless speed control. The distribution plate or ring is attached to the shaft of the auxiliary fan. The speed of the auxiliary fan amounts to 50–60 % of the main fan's speed; the speed of the main fan is constant. The range of speed of the auxiliary fan is about 1:3; in larger units this ratio decreases to 1:1.75. The direction of rotation of the auxiliary fan is the same as that of the main fan. So as not to inhibit the action of the distribution plate, the number of revolutions of the auxiliary fan should be kept above 80 rpm. To assure constant speed of the distribution plate, separators with individual drives for the distribution plate were developed [158].

Die Rotorwelle ist als Hohlwelle ausgebildet, durch welche die Antriebswelle des Gegenflügelsystems hindurchgeht. Die doppelte Antriebswelle würde die Materialeinspeisung von oben konstruktiv komplizieren, so daß man den seitlichen Eintrag des Sichtgutes zum Streuteller und in den Sichtraum gewählt hat. Die Schaufeln oder Flügel des Gegenflügelsystems

The main shaft is hollow and contains the built-in shaft of the auxiliary fan. The double drive through core and sleeve shaft would complicate feeding the separator from above and therefore the side-entry of the feed to the distribution plate and the separating zone was developed. The blades or wings of the auxiliary fan are radially adjustable and counteract the

sind radial verstellbar und arbeiten der Saugwirkung des Rotors entgegen. Durch Änderung der Drehzahl des Gegenflügelsystems kann man die Saugwirkung kontrollieren und dadurch den Feinkornbereich nach Wunsch ändern. Eine Erhöhung der Drehzahl des Gegenflügelsystems (dadurch wird die Umluftmenge reduziert) bewirkt, daß weniger Feinkorn aus dem Sichtgut ausgesichtet wird; die Korngrößen des Feingutes sind kleiner und die Feingutmenge geringer. Durch Erniedrigung der Drehzahl des Gegenflügelsystems (dadurch wird die Umluftmenge vergrößert) werden mehr Feinanteile ausgesichtet; jedoch verschieben sich hierbei die Korngrößen des Feingutes mehr in den Grobkornbereich und die Umluftmenge wird reduziert. Drehzahländerungen können während des Betriebes vorgenommen werden, ohne Mühle und Windsichter zum Stillstand zu bringen. Mit einem Windsichter dieser Bauart können Blaine-werte von 2000 bis 7000 cm²/g erzielt werden in Abhängigkeit von der Beschaffenheit des Mahlgutes.

Die Umfangsgeschwindigkeit des Rotors beträgt etwa 40 m/s und die des Gegenflügelsystems von 18 bis 30 m/s; damit können die Umdrehungszahlen für Sichter verschiedener Größen bestimmt oder nachgeprüft werden.

suction caused by the main fan. When changing the speed of the auxiliary fan it is possible to control the suction and thus to alter the range of fineness at will. Increasing the speed of the auxiliary fan (thereby decreasing the circulating air current) causes fewer fines to be picked up from the dispersed separator feed; the particle sizes of the fines are smaller and the amount of fines lower. By decreasing the speed of the auxiliary fan (thereby increasing the circulating air current) more fines will be picked up from the separator feed; however, in this case the particle sizes of the fines shift more toward the range of the separator coarses, thus reducing the circulating load. By simply adjusting the speed of the auxiliary fan the fineness of the end-product can be changed without interrupting the operation of the mill and separator. With this kind of separator, Blaine numbers from 2000 to 7000 cm²/gram can be produced, depending upon the nature of the mill feed.

The circumferential speed of the main fan amounts to about 40 m/s, and that of the auxiliary fan is in the range from 18–30 m/s. These figures are useful for determining or checking the revolutions of separators of various sizes.

15.5. Größen und Leistungen von drehzahlgesteuerten Windsichtern

Tabelle 15.5.1. enthält ein Leistungsdiagramm für verschiedene Größen von Windsichtern mit variabler Drehzahl des Gegenflügelsystems (Heyd-Windsichter). Dieses Diagramm wurde von der Firma Christian Pfeiffer in Beckum entwickelt [159].

Die im Leistungsdiagramm angegebene massenbezogene geometrische Vergleichsoberfläche O'_m wurde durch Auswertung einer Kornverteilungskurve in einem Koordinatensystem mit beiderseits linearer Teilung ermittelt. Dabei wurde von einer massenbezogenen geometrischen Oberfläche ausgegangen, die sich errechnet zu:

$$O_m = \frac{6}{s \cdot d} \text{ (cm}^2\text{/g)}$$

Erklärung:

Massenbezogene geometrische Oberfläche
Dichte des Feststoffes, g/cm³
Mittlerer Korn-Äquivalentdurchmesser (cm)
aus dem gewogenen Mittel sehr enger Kornklassen gleicher Abstufung, beginnend mit einer Kornklasse 0–0.0004 cm

Notation:

– O_m = Mass-related geometrical surface
– s = Density of solid material, grams/cm³
– d = Average equivalent diameter of particle (cm) from the weighted mean of very narrow particle sizes of the same gradation, starting with particle size fraction 0–0.0004 cm

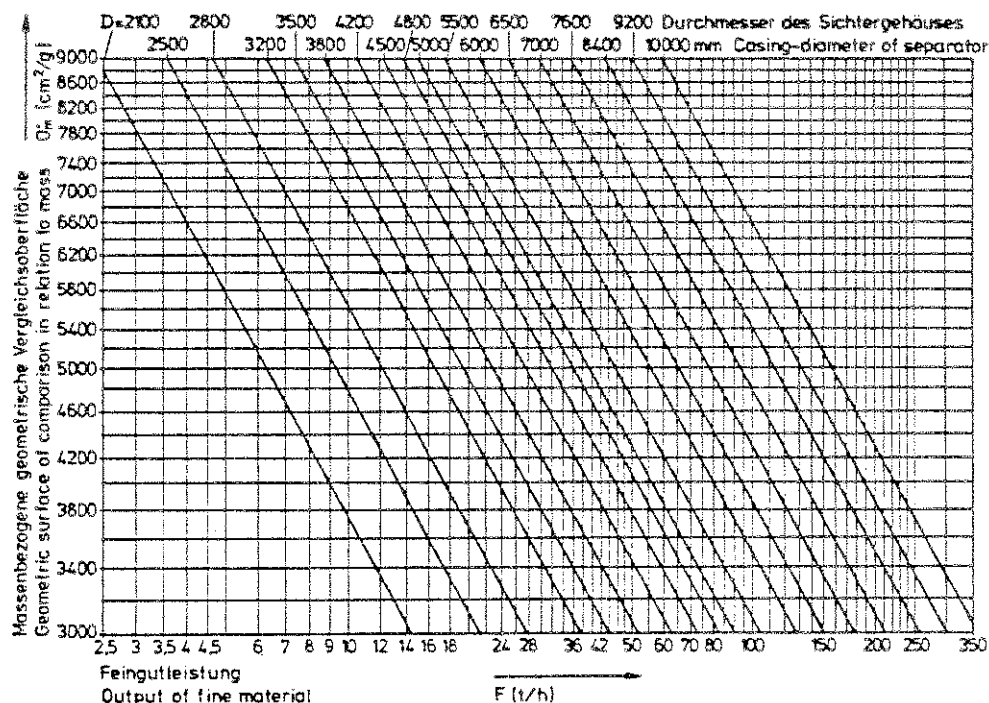
Die Vergleichsoberfläche bezieht sich ausschließlich auf Feststoffe mit einer Dichte $s = 1$ g/cm³. Im Leistungsdiagramm gilt folgende Beziehung für die Umrechnung der geometrischen Oberfläche O_m auf die geometrische Vergleichsoberfläche O'_m .

The geometrical, mass-related comparison surface O'_m , shown in the capacity diagram was determined by evaluation of a particle size distribution curve, from a system of coordinates with linear spacing on both sides. Thereby it was started from a mass-related geometrical surface which is calculated as:

$$O'_m = O_m \cdot s^{\frac{2}{3}} \text{ (cm}^2\text{/g)}$$

Tabelle 15.5.1. Leistungsdiagramm von drehzahlgesteuerten Windsichtern (Heyd-Sichter)

Table 15.5.1. Capacity diagram of speed controlled mechanical air separators (Heyd-separator)



Beispiel für die Auswahl eines Sichters nach dem Leistungsdiagramm:

Gesucht wird ein Sichter, der 90 t/h Zement bei einer Feinheit von 3200 Blaine leistet. In den Grenzen von 2000 bis 6000 Blaine gilt zwischen der geometrischen Oberfläche und dem Blaine-Test die angenäherte Beziehung:

$$O_m = 0.625 \cdot O_{\text{Blaine}} + 250 \text{ (cm}^2/\text{g)}$$

Damit wäre $O_m = 2250 \text{ cm}^2/\text{g}$. Bei einer Dichte des Zementes $s = 3.15 \text{ g/cm}^3$ beträgt die Vergleichsoberfläche:

$$O'_m = 2250 \cdot 2.1488 = 4835 \text{ cm}^2/\text{g}$$

Dieser Wert liegt für $F = 90 \text{ t/h}$ im Leistungsdiagramm genau zwischen den Sichtergrößen $D = 7000 \text{ mm}$ und $D = 7600 \text{ mm}$.

Aus praktischen Beobachtungen ergab sich, daß bei Zement die im Leistungsdiagramm angegebene Oberfläche $O'_m \text{ (cm}^2/\text{g)}$ etwa folgenden Blaine-Feinheiten entspricht:

4000 cm^2/g	= 2600 – 2800 Blaine
4600 cm^2/g	= 3000 – 3200 Blaine
5100 cm^2/g	= 3400 – 3600 Blaine
5600 cm^2/g	= 3800 – 4000 Blaine
6600 cm^2/g	= 4500 – 4800 Blaine
7600 cm^2/g	= 5200 – 5500 Blaine
8600 cm^2/g	= 6000 – 6400 Blaine

Beim Rohmehl gibt es sehr unterschiedliche Kornverteilungen. Hier ist von der Oberfläche O'_m des Leistungsdiagramms auszugehen.

Example for the selection of a separator according to the capacity diagram:

Determine a separator size for a capacity of 90 t/h (metric) of cement with a fineness of 3200 Blaine. Within the limits of 2000 to 6000 Blaine, the following approximated ratio exists between the geometrical surface and the Blaine-test:

Thus, the value for $O_m = 2250 \text{ cm}^2/\text{gram}$. At a cement density of $s = 3.15 \text{ g/cm}^3$, the comparison surface amounts to:

For $F = 90 \text{ t/h}$ this value is located exactly between the separator sizes of $D = 7000 \text{ mm}$ and $D = 7600 \text{ mm}$.

Based on practical experiences it was found that, referred to cement, the surface $O'_m \text{ (cm}^2/\text{gram)}$ shown in the capacity diagram, equals the following Blaine-fineness:

Raw mix shows a highly differentiated particle size distribution. Therefore, for this material, the surface O'_m of the capacity diagram should be applied.

15. Windsichter

In America wird der Heyd-Windsichter von der Firma Fuller, Bethlehem, Pa. gebaut.

Die Firma Christian Pfeiffer baut folgende Sichtergrößen mit Doppelantrieb, d. h. mit Rotor und drehzahlgesteuertem Gegenflügelssystem, die vorwiegend als Zement-Sichter arbeiten (siehe Tabelle 15.5.2.).

15. Air separators

In the USA, the Heyd-separator is manufactured by the Fuller Company, Bethlehem, Pa.

The Christian Pfeiffer Co. manufactures the following separator sizes with double drive i.e. with rotor and speed controlled auxiliary fan, which are mainly employed as cement separators (see table 15.5.2.).

Tabelle 15.5.2

Table 15.5.2

Sichtergrößen und Antriebsleistungen für Rotor und Gegenflügelssystem in kW von drehzahlgesteuerten Windsichtern (Heyd-Sichter) Sizes and power input of rotor and auxiliary fan for speed controlled mechanical air separators (Heyd-separators)									
Sichtergröße Separator size	2100	2500	2800	3200	3500	3800	4200	4500	4800 mm
Lüfterrad Rotor	11-15	15-18.5	18.5-22	22-30	30-37	37-45	45-55	55-75	75-90 kW
Gegenflügel Auxiliary fan	6-8	8-11	10-16.5	12-22	17.5-24	24-30	30-35	35-48	35-48 kW
Sichtergröße Separator size	5000	5500	6000	6500	7000	7600	8400	9200	10000 mm
Lüfterrad Rotor	75-90	90-110	110-132	132-160	160-200	200-250	250-315	315-400	400-500 kW
Gegenflügel Auxiliary fan	48-60	60-72	72-87	87-120	120-143	143-175	175-210	210-250	250-300 kW

Mehrkomponententrennungssichter — MKT

Die Fa. Chr. Pfeiffer, Beckum, hat einen Sichter entwickelt, der seit mehreren Jahren auf dem Markt ist. In diesem sogenannten MKT-Sichter finden sich die konstruktiven Merkmale der bereits beschriebenen Sichtsysteeme des Streuwindsichters mit veränderlicher Drehzahl und des Zyklon-Umluftsishters vereinigt: außen liegender Lüfter mit einem Zyklon und konzentrische Abscheidetrichter, die ineinandergeschachtelt die umgewälzte Luft mehrfach abreinigen. Dadurch braucht beim Aussichten von feineren Zementen der Umluft-Strom nicht abgedrosselt zu werden, so daß der Sichter eine besonders trennscharfe Herstellung feinsten Zementes erreichen soll. Durch den geänderten Verfahrensfluß, also eine Reihenschaltung der Material- und Luft-Umwälzung gegenüber der parallelen Abscheidung des Feingutes im Zyklonumlufstichter, entstehen neben dem Gießstrom mehrere Fertigströme F1 bis F4, die mengenmäßig etwa im Verhältnis 1:3 anfallen, während ihre Feinheit entsprechend steigt. Deshalb auch die Bezeichnung MKT „Mehrkomponententrennung“. Diese Gegebenheit eröffnet den Betreibern einige Variationsmöglichkeiten hinsichtlich der Kornzusammensetzung und Feinheit seines gewünschten Endproduktes oder der Endprodukte, falls eine Zerlegung in Zementfraktionen vorgenommen werden soll. Die Kühlung des Zementes erfolgt durch Frischluftansaugung wie beim Zyklon-Umluft-Sichter.

Multicomponent separator MKT

The Chr. Pfeiffer Company, Beckum, W. Germany, has developed a separator which has been in the market for several years. In this MKT separator are combined all constructive attributes of the already described separating systems of the speed-controlled mechanical air separators and the cyclone separators: blower is located outside the separator housing, only one cyclone is applied, and several concentric separating hoppers which, fit into one another, repeatedly clean the circulating air. When separating especially fine cements the circulating air flow must not be throttled so that the separator can attain a high selective efficiency. In comparison with the changed procedure, i.e. a parallel fines separation in the cyclone separator, besides the coarse material current, several finished currents F1 to F4 are obtained which have a quantity ratio of 1:3 whereas its fineness increases accordingly. Therefore it is called MKT, which means "Multi-Component-Separation". This gives some variation possibilities concerning the granulometric composition and fineness of the expected final product or the final products in case of cement splitting in various cement fractions. The cement cooling is effected by means of a fresh-air intake just as in the cyclone separator.

Vergleicht man die Größen der MKT-Windsichter mit denen der von derselben Firma gebauten Heyd-Windsichter (siehe Abschnitt 15.5.), so haben nach Angaben des Herstellers die MKT-Windsichtergrößen (äußerer oberer Gehäusedurchmesser) bei rund 35 % kleinerem Durchmesser dieselben Leistungsfähigkeiten wie die entsprechenden Heyd-Windsichter.

Dagegen ist der MKT-Windsichter mit drei Antriebsmotoren ausgestattet, von denen zwei Antriebe mit teuren drehzahlgesteuerten Motoren versehen sind, was sich natürlich auf den Preis des Windsichters auswirkt [159.1].

Die oben angeführten Daten basieren auf Informationen des Herstellers.

When comparing the sizes of the MKT air separator with those of the Heyd separator, which also is being built by the same manufacturer, the MKT separator sizes which diameters of the external upper housing are roughly 35 % smaller than that of the Heyd separator, yield the same capacities.

On the other hand, the MKT separator is furnished with three drive motors, two of which are of the expensive speed controlled type, which naturally affect the price of this type of separator [159.1].

The above quoted data are based on informations supplied by the manufacturer.

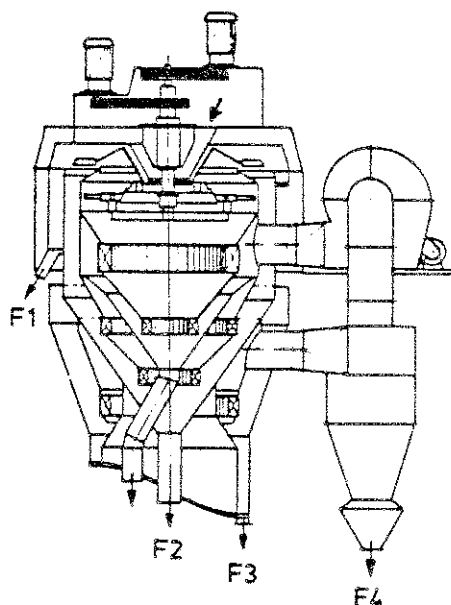


Fig. 15.3.a. MKT-Windsichter - Mehrkomponententrennung

Fig. 15.3.a. MKT air separator - Multi-Component-Separation

15.6. Umlaufzahlen und Zementfeinheiten

Tabelle 15.6.1. enthält Umlaufzahlen für die Sichtung der angeführten Zementfeinheiten mit dem Drehzahlgesteuerten Streu-Windsichter.

15.6. Circulating load and fineness of cement

Table 15.6.1. contains figures of circulating loads when separating the quoted Blaine numbers of cement, using a speed controlled air separator.

Tabelle 15.6.1.

Table 15.6.1.

Zement-Feinheit Fineness of cement	Umlauf Circulating load
Blaine 2500	160 — 180 %
Blaine 2900	250 — 300 %
Blaine 3400	350 — 400 %
Blaine 4500	450 — 500 %
Blaine 5500	500 — 1000 %

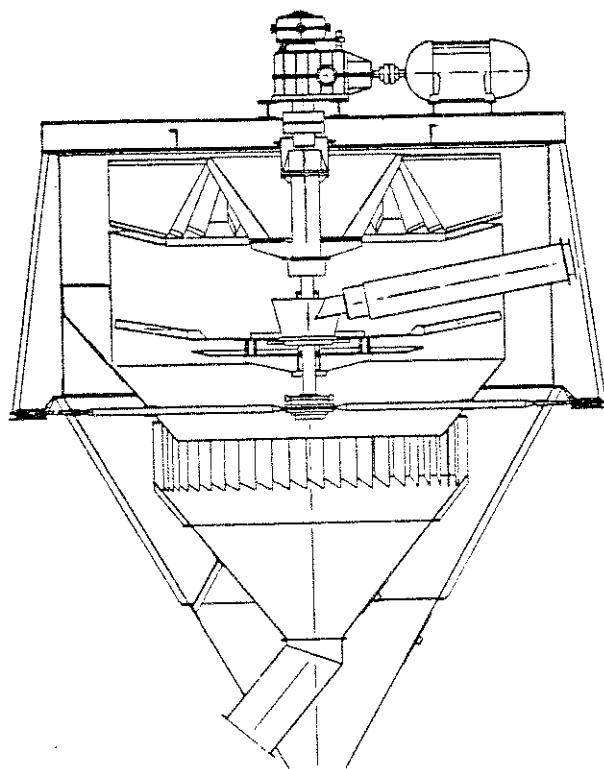
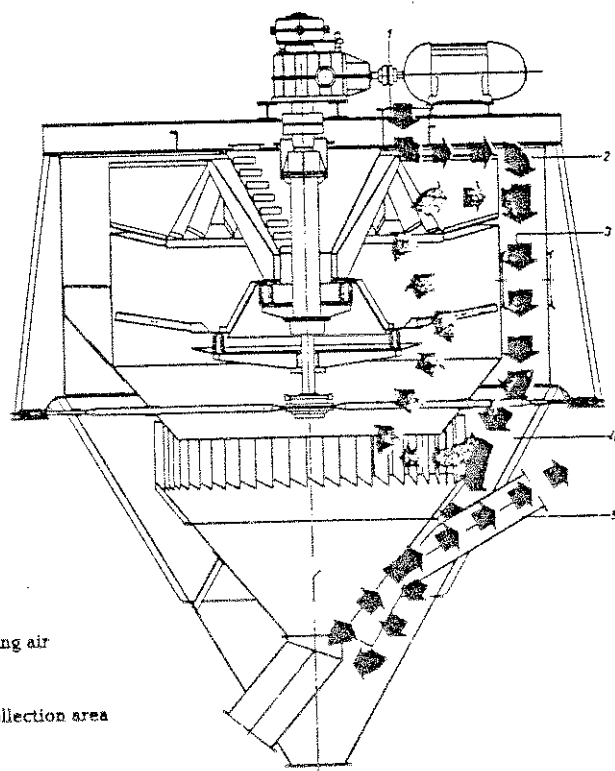


Fig. 15.4. Turbo-Windsichter mit Zweipunktlagerung

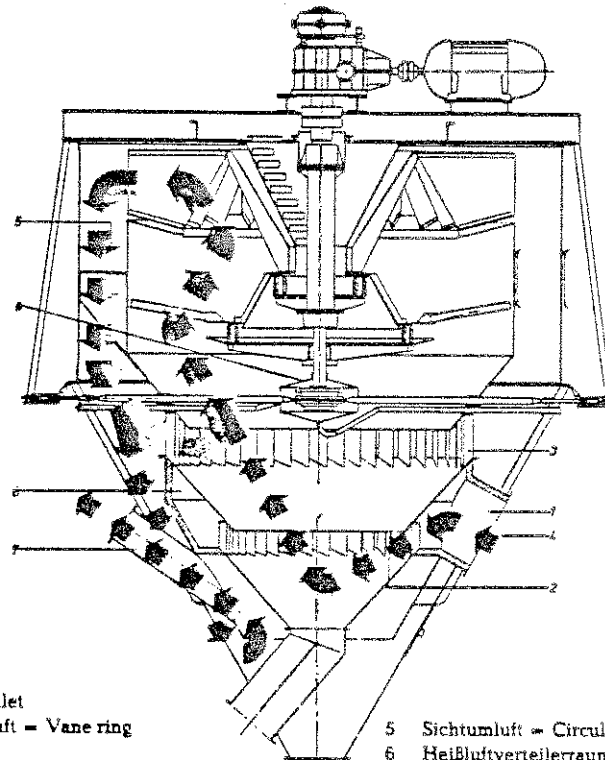
Fig. 15.4. Turbo-Separator with two-point support



- 1 Kühllufteneintritt = Inlet for cooling air
- 2 Kühlluft = Cooling air
- 3 Sichtumluf = Circulating air
- 4 Feingutsammelraum = Fines collection area
- 5 Abluftstutzen = Exit air duct

Fig. 15.5. Turbo-Windsichter, eingerichtet für Kühlung des Fertiggutes

Fig. 15.5. Turbo-separator designed for cooling of the finished product



- 1 Heißlufteintritt = Hot air inlet
- 2 Leitschaufelkranz für Heißluft = Vane ring for hot air
- 3 Leitschaufelkranz für Sichtumluft = Vane ring for circulating air
- 4 Heißluft = Hot air

Fig. 15.6. Turbo-Windsichter, eingerichtet für Trocknung des Sichtgutes

- 5 Sichtumluft = Circulating air
- 6 Heißluftverteilerraum = Distribution area for hot air
- 7 Abluftstutzen = Exit air duct
- 8 Kühlmantel mit Thermoüberwachung für unteres Lager = Cooling jacket for thermocontrol of the lower bearing

Fig. 15.6. Turbo-separator with internal construction for drying

15.6.a. Turbo-Windsichter Turbopol (Krupp Polysius AG)

Auch bei diesem Sichter hat die Gegenflügelwelle einen besonderen Antrieb. Hohl- und Kernwelle sind an ein gemeinsames, mit zwei Motoren angetriebenes, geschlossenes Stirnradgetriebe angeschlossen. Die rotierenden Teile sind nicht fliegend angeordnet, sondern werden in einer federnden Zweipunktlagerung sowohl oben am Getriebe als auch unten am Wellenende, im Inneren des Sichters (Fig. 15.4.) gehalten.

Um zur Verbesserung des Sichtvorganges das Gut vom Streuteller so gleichmäßig wie möglich auf den ringförmigen Sichtraum zu verteilen, wurde eine besondere Beschickungsvorrichtung entwickelt, mit der fast eine vollkommene Gleichmäßigkeit der Mengenverteilung des Gutes auf den Umfang erreicht wird. Fig. 15.5. zeigt den Turbosichter, eingerichtet für Kühlung des Fertiggutes und Fig. 15.6. stellt ihn mit Sichtguttrocknung dar [159a].

Der Turbo-Windsichter wird von Krupp Polysius in Größen von 3200–8500 mm Ø gebaut. Nach Angaben des Herstellers betragen die maximalen Durchsatzleistungen 160 t/h Zement mit einer Feinheit von 2800 cm²/g nach Blaine und 200 t/h Rohmehl mit einer Feinheit von 12 % Rückstand auf dem 4900

15.6.a. Turbo-Separator Turbopol (Krupp Polysius AG)

This separator is furnished with an auxiliary fan driven by a separate drive arrangement. The hollow shaft and the core shaft are attached to a common, two motor, totally enclosed spur gearing drive. The rotating parts are not freely floating but are held by a flexible twopoint support arrangement — on the top in the gear casing, and down on the shaft's end. This is accomplished by a structure inside the separator (Fig. 15.4.).

A special feeding arrangement has been developed to improve the separation process by a uniform distribution of the separator feed, from the distribution plate into the circular separating space area; this arrangement guarantees an almost ideal material distribution around the circumference. Fig. 15.5. shows a Turbo-separator arranged for cooling of the finished product, and Fig. 15.6. shows the same separator supplied with internal construction for drying [159a].

Krupp Polysius manufactures Turbo-separators in sizes of 3200–8500 mm Ø. According to the manufacturer, the maximum capacities amount to 160 t/h of cement with a fineness of 2800 cm²/g Blaine, and 200 t/h of raw mix with a fineness of 12 % residue on the 88 micron (No. 170) sieve for the separator size of

M/cm² Sieb, für die Windsichter-Größe von 8500 mm Ø. Die spezifische Sichtleistung des Turbo-Windsichters je m² Sichtfläche für alle Größen, beträgt bei der Aussichtung von Zement mit etwa 2800–3000 cm²/g Blaine, 2,6–2,8 t/m² · h und bei Rohmehl mit der oben zitierten Feinheit, 3,6 t/m² · h.

Der spezifische Energiebedarf für den Turbo-Windsichter wird mit 1,6–1,8 kWh/t Zement (2800 cm²/g Blaine) angegeben.

8500 mm Ø. The specific separation capacity for all separator sizes of the Turbo-separator pro m² separator surface amounts for cement with a fineness of approx. 2800–3000 cm²/g Blaine, 2,6–2,8 t/m² · h, and for raw mix with the above quoted fineness, 3,6 t/m² · h.

The specific energy consumption of the Turbo separator amounts to 1,6–1,8 kWh/t of cement with 2800 cm² Blaine.

15.6.b. Zyklon-Umluftsichter (KHD Humboldt Wedag AG)

Mit diesem Sichtertyp gelang es, Feingutleistungen bis zu 500 t/h mit nur einem Sichtaggregat zu erreichen.

Bei diesem Sichter wurde die eigentliche Sichtung im Querstrom mit Streuteller und drehzahlregelbarem Gegenflügelssystem vom konventionellen Streuwindsichter beibehalten.

Der wesentliche Unterschied besteht darin, daß beim Zyklon-Umluftsichter ein Umluft-Sichtstrom durch einen außerhalb des Sichters angeordneten Ventilator erzeugt wird und die Feingutabscheidung in mehreren Zyklonen erfolgt.

Nach Angaben des Herstellers bringt die Trennung von Sichtung und Abscheidung folgende Vorteile:

- Die spezifische Sichttraumbelastung kann wesentlich höher zugelassen werden; dadurch sind Feingutleistungen bis zu 500 t/h mit nur einem Sichtaggregat möglich.
- Schwankungen der Sichteraufgabemenge (Umlaufmenge) bleiben ohne Einfluß auf die Feinheit des Fertiggutes, daher stets gleichbleibende Qualität des Feingutes.
- Durch die auf das Zentrifugalsystem reduzierte umlaufende Masse läuft der Sichter nahezu schwingungsfrei.
- Die Materialzufuhr erfolgt zentral; dadurch entsteht keine ungünstige Beeinflussung des Sichtvorganges durch seitlichen Eintrag.
- Durch Wegfall des Hohlwellenantriebes ist die Lagerung von Streuteller und Gegenflügelssystem erheblich einfacher.
- Die Abscheidung des Feingutes in Hochleistungszyklonen bewirkt eine Verbesserung des Trennergebnisses, weil weniger Staub mit der Umluft im Kreislauf geführt wird.
- Der außenliegende Ventilator arbeitet mit besserem Wirkungsgrad als ein im Sichter eingebautes Lüfterrad.
- Durch die Feingutabscheidung entfällt der sonst hohe Verschleiß des Lüfterrades.

15.6.b. Cyclone air separator (KHD Humboldt Wedag AG)

With this type of separator it is possible, to achieve fine product capacities of up to 500 metric t/h, applying only one separator unit.

For this type of separator design, the cross-current separation process with distribution plate and speed controlled auxiliary fan, was retained from the conventional air separator.

In contradistinction to the conventional air separator, the cyclone air separator is supplied with separating air in closed circuit from an outside located blower and the fines are separated in several cyclones.

According to the manufacturer, the division of the two processes, i.e. separation and precipitation, results in the following advantages:

- The specific load of the separating zone can be increased; this results in throughput capacities of separator fines up to 500 metric t/h, with only one separator unit.
- Variations in the separator feed (circulating load) do not affect the fineness of the separator's product; therefore, the quality of the fines remains unchanged.
- Since the circulating load is reduced to the capacity of the centrifugal system, the separator runs almost without vibrations.
- The separator is fed centrally; there is no adverse influence to the separation process by supplying the separator feed laterally.
- Omission of the hollow shaft drive allows for a considerably simpler suspension of the distribution plate and of the auxiliary fan.
- Precipitation of the fines in high efficiency cyclones results in a better separating effect, since less dust particles are carried by the circulating air.
- The blower located outside, works with a better efficiency than a fan working inside the separator.
- By precipitating the fines, the usually high wear rate of the auxiliary fan is eliminated.

— Die Veränderung der Feinheit während des Betriebes ist durch Drehzahländerung des Gegenflügel-systems und durch Änderung der Umluftmenge mittels Leitschaufelregler oder Drosselklappe möglich (siehe Fig. 15.7.)

— During operation of the separator, alteration of the product's fineness can be achieved by changing the revolutions of the auxiliary fan as well as by changing the circulating air volume through adjustment of the blower vanes or of the damper (see Fig. 15.7.)

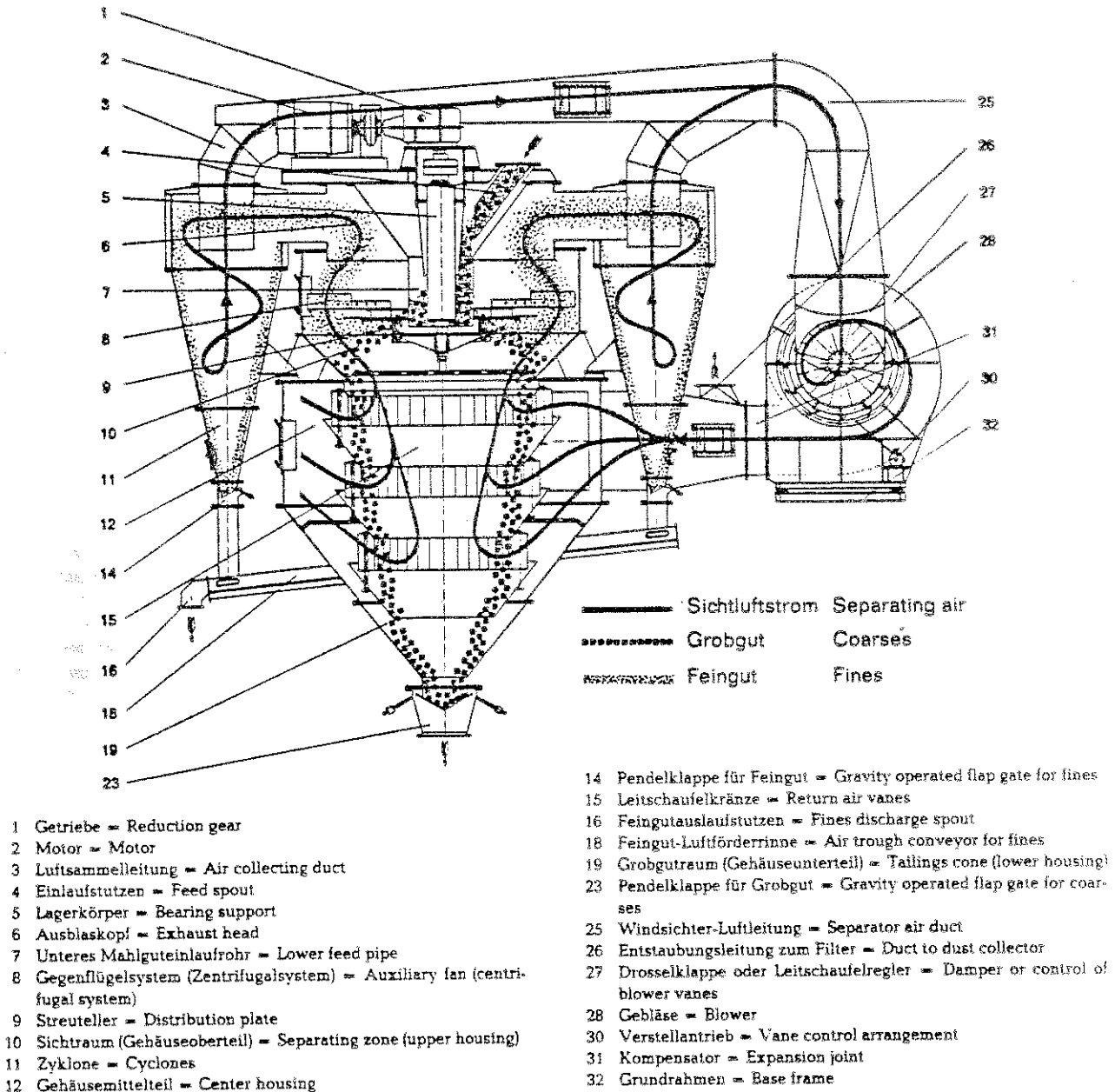


Fig. 15.7. Zyklon-Umluftlichter, KHD Humboldt Wedag AG

Fig. 15.7. Cyclone air separator, KHD Humboldt Wedag AG

Der Regelbereich für die Zementfeinheit liegt zwischen 2500 und 7000 cm^2/g nach Blaine. Die Regelung der Umluftmenge ermöglicht es ferner, den Kornaufbau eines Zementes bei gleichem Blaine-Wert in gewissen Grenzen zu verändern.

Cement fineness can be controlled within a range of 2500 and 7000 Blaine. Control of the circulating air allows for a limited change in the particle size distribution at the same Blaine number.

Der Zyklon-Umluftlichter ist auch zur Kühlung und Trocknung geeignet, da große Mengen an Frischluft

The cyclone air separator is also suitable for cooling and drying, since large volumes of fresh air or hot gas

bzw. Heißgas dem Luftkreislauf zugemischt werden können (siehe Tabelle 15.6.2). Für diese zusätzliche Luftmenge muß allerdings — wie auch bei allen anderen Streuwindsichtern — eine entsprechende Entstaubung vorgesehen werden.

can be added to the circulating air (see table 15.6.2). Of course, as for all other separators, this additional air requires a corresponding dust collection system.

Tabelle 15.6.2.

Table 15.6.2.

Leistungsdaten einiger Zyklon-Umluftsichter, Hersteller Capacity data of some cyclone air separators, manufacturer } KHD Humboldt Wedag AG			
Zyklon-Umluftsichter Cyclone air separator	Feingutleistungen t/h — Fines capacities t/h		Kühlluftmenge — Cooling air volume
	Zement — Cement	Rohmehl — Raw mix	Zement — Cement 2800–3000 cm ² /g (nach Blaine)
Ø m	2800–3000 cm ² /g (nach Blaine)	12–14 % R { auf Sieb 0.09 on 170 mesh	m ³ /h (im Normenzustand)
3.0	60	75	35,000
3.8	95	120	55,000
4.5	140	175	80,000
5.0	165	205	95,000
5.5	200	250	118,000
6.0	240	300	140,000
6.8	310	390	180,000
7.6	400	500	230,000

Kühlung im Zyklon-Umluftsichter

Die Kühlung erfolgt durch Frischluftansaugung. Auf der Ausblasseite des Gebläses wird dem Sichter ein Teil seiner Umluft abgesaugt und dem Filter zugeführt. Durch einen Frischluftstutzen saugt nun das Gebläse die fehlende Umluft als Frischluft (Kühlluft) wieder an, so daß die vorbestimmte Umluftmenge für den Sichtprozeß zur Verfügung steht (siehe Fig. 15.8).

Cooling in the cyclone air separator

Cooling is performed by intake of fresh air. From the exhaust duct of the blower, one part of the separator's circulating air is exhausted and diverted to the dust collector. Now, through a fresh air duct, the blower takes in ambient air (cooling air), thus replenishing the deficiency of circulating air volume; by these means, the separator works with the full circulating air volume, required for separation (see Fig. 15.8).

15.6.c. Sichter mit Außenventilator, Bauart SKET/ZAB, Dessau, DDR

Seit einigen Jahren wird vom SKET/ZAB, Dessau, ein Sichter gebaut, der die Vorzüge des drehzahlverstellbaren Windsichters und des beim Stromsichter verwirklichten Prinzips der apparativen Trennung von Sichtung und Abscheidung in sich vereint (Fig. 15.9). Dieser Sichter gleicht im wesentlichen dem oben beschriebenen Zyklon-Umluftsichter.

Auch hier wird die Sichtluft von einem außerhalb des Sichtergehäuses befindlichen Gebläse erzeugt und tangential dem Sichter zugeführt. Im oberen Bereich des Sichttraumes wird die mit dem Feingut beladene Sichtluft über radial angeschlossene Hochleistungszyklone abgesaugt und entstaubt. Da die Sichtluft den Sichtraum im Umlauf und im Durchlauf passieren kann, ist dieser Sichter sowohl für Trocknung als auch für Kühlung geeignet.

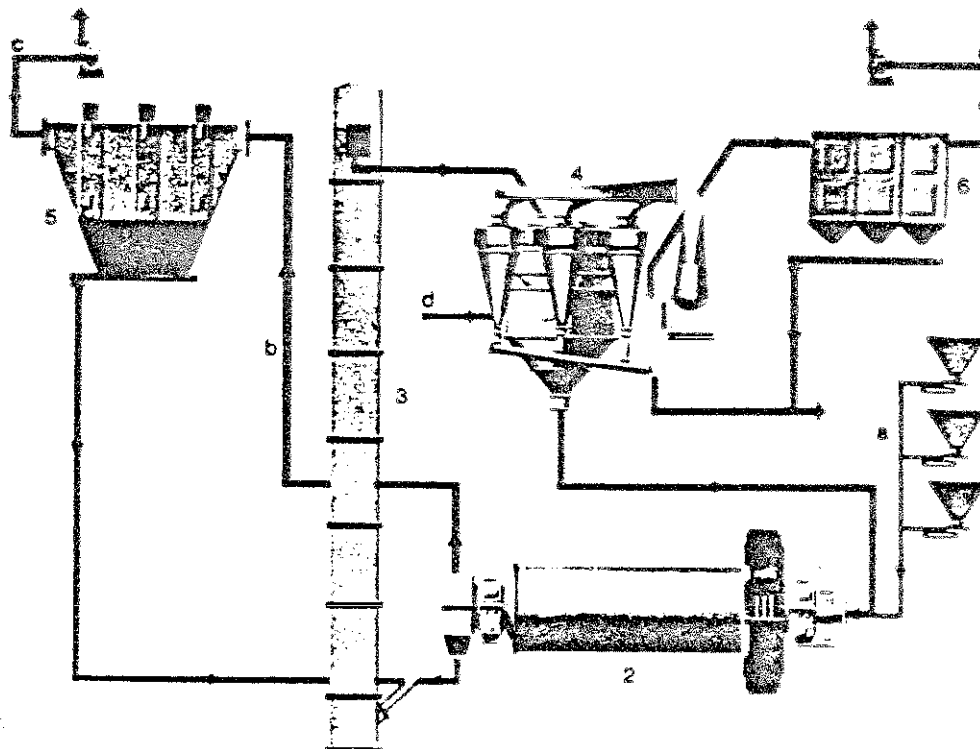
Der Sichter ist sowohl für die Sichtung von Zementrohmehl als auch von Zement geeignet. Bei der Sichtung von Zementen kann die vom Außenventilator

15.6.c. Separator with external blower; construction of SKET/ZAB, Dessau, G.D.R.

Since several years the SKET/ZAB Co. in Dessau manufactures a separator, which combines in one working unit the advantages of a speed controlled air separator with the principle of instrumental splitting of the separation and precipitation process (Fig. 15.9). This separator shows substantially the same features as the cyclone separator described above.

Also here, the separating air is generated by a blower, located outside the separator housing. In the upper stage of the separating zone, the separating air, laden with fine particles, is drawn through radially arranged high efficiency cyclones, and cleaned. Since the separating air can pass the separating zone either as circulating or as passing air, this separator can be used for drying as well as for cooling purposes.

This separator is suitable for separation of raw mix as well as of cement. When separating different kinds of cements, the volume of separating air generated by



- a Mahlgut = Mill feed
- b Staubluft = Dust-laden air
- c Reingluft = Dust-free air
- d Zykline = Cyclones

- 1 Dosierungseinrichtungen = Weigh belt feeders
- 2 Rohrmühle = Tube mill
- 3 Becherwerk = Bucket elevator
- 4 Zyklon-Umluftsichter = Cyclone air separator
- 5 Elektrofilter = E-precipitator
- 6 Gewebefilter = Fabric type dust collector

Fig. 15.8. Mahlanlage mit Kühlung im Zyklon-Umluftsichter

Fig. 15.8. Grinding plant with cooling in cyclone air separator

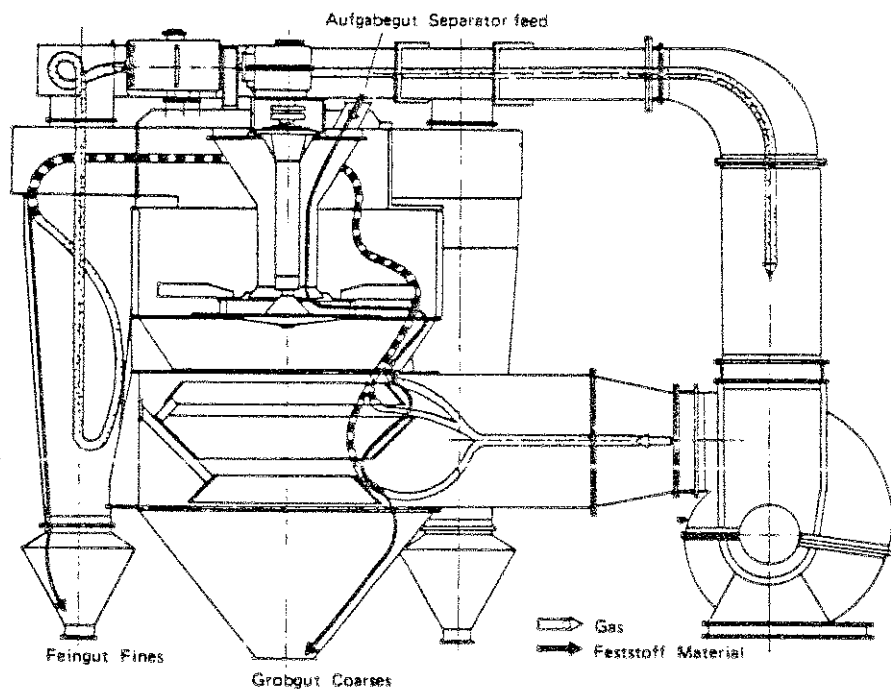


Fig. 15.9. Sichter mit Außenventilator von SKET/ZAB

Fig. 15.9. Separator with external blower of the SKET/ZAB Co.

erzeugte Sichtluftmenge in weiten Grenzen variiert werden. Einfache Zemente mit niedrigen Blaine-Werten werden bei kleiner Sichtluftmenge und niedrigen Drehzahlen des Gegenflügel-systems erzeugt. Hochwertige Zementqualitäten mit hohen Blaine-Werten werden dagegen bei großen Sichtluftmengen und hohen Drehzahlen des Gegenflügel-systems erreicht. Dabei können die Trenneigenschaften des Sichters durch Steigerung der Sichtluftmenge prinzipiell verbessert werden. Eine Drosselung durch das Gegenflügel-system findet nicht statt. Je nach Sichtluftmenge beträgt bei allen Baugrößen der Druckverlust 180–240 mm WS. Etwa 50 % des Druckverlustes entfällt auf die Zyklonabscheider. Tabelle 15.6.3. enthält Baugrößen und Leistungsangaben zum Sichter mit Außenventilator.

the external blower, can be varied within wide limits. Standard quality cements with low Blaine numbers are manufactured with a low volume of separating air, and with low revolutions of the auxiliary fan. On the other hand, high quality cements with high Blaine numbers, require large volumes of separating air and high revolutions of the auxiliary fan. Besides, the classifying ability of the separator can be fundamentally improved, by increasing the volume of the separating air. Throttling by the auxiliary fan does not occur. Depending on the separating air volume, all construction sizes show a pressure drop of 7–9.5" WG. About 50 % of the pressure drop is caused by the cyclone precipitators. Table 15.6.3. shows construction sizes and capacities of separators with external blowers.

Tabelle 15.6.3.

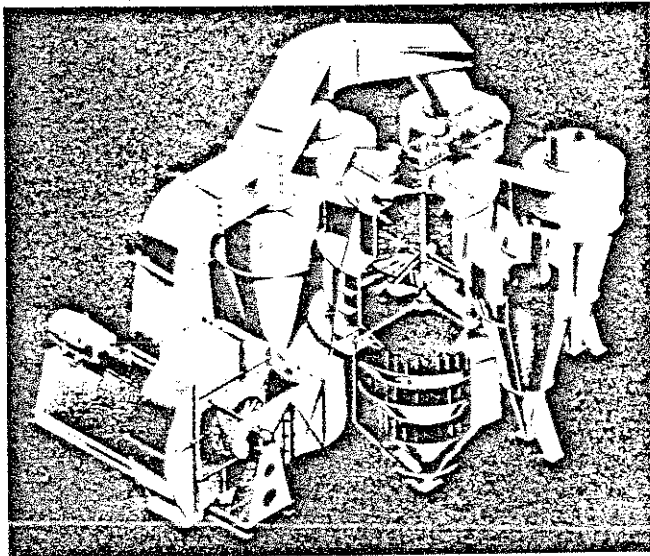
Table 15.6.3.

Baugrößen und Leistungsangaben zum Sichter mit Außenventilator, Hersteller Construction sizes and capacities of the separator with external blower, manufacturer					SKET/ZAB, Dessau				
Sichter } Ø Separator	mm	3150	3550	4000	4500	5000	5600	6300	6700
Sichtluftmenge Separating air volume	m ³ /min	1170	1500	1920	2340	3000	3670	4670	5300
Gebläseleistung Blower power input	kW	70	90	115	140	181	221	282	320
Zementrohmehl, 12–15 % R auf 4900 Sieb: Cement raw mix, 12–15 % R on 170 mesh:									
Durchsatz Capacity (metric)	t/h	70	90	115	140	180	220	280	318
Rotordrehzahl Rotor revolutions	U/min Rpm	60–100			50–80			40–60	
Rotorleistung Rotor power input	kW	5	6	8	10	12	15	19	22
Portlandzement: Portland cement:									
Rotordrehzahl Rotor revolutions	U/min Rpm	140–190			110–160			80–200	
Durchsatz bei } 2500 Blaine Capacity at	t/h	49	62	78	100	122	154	195	220
Rotorleistung Rotor power input	kW	5	6	8	10	12	15	19	22
Durchsatz bei } 3000 Blaine Capacity at	t/h	41	52	66	84	104	130	165	186
Rotorleistung Rotor power input	kW	21	26	33	42	52	65	82	93
Durchsatz bei } 4400 Blaine Capacity at	t/h	20	25	32	40	50	62	78	89
Rotorleistung Rotor power input	kW	29	37	47	60	74	93	118	133

15.6.d. Zyklon-Umluftlichter CYCLOPOL (Krupp Polysius AG)

Der von der genannten Firma gebaute Zyklonumluflichter CYCLOPOL dient nach Angaben des Herstellers zur Erzeugung von Rohmehl und Zementen in einem weiten Feinheitsbereich (siehe Fig. 15.10). Das größte bisher gelieferte Einzelaggregat arbeitet in einer Anlage mit einer Leistung von 210 t/h Zement (2800 cm²/g n. Blaine).

Das Sichtgut wird seitlich über eine Luftförderrinne aufgegeben und vom Streuteller gleichmäßig im Sichtraum verteilt. Ein extern angeordnetes Gebläse erzeugt den Sichtluftstrom. Er durchströmt das Gut im Sichtraum, wo durch Massen- und Strömungskräfte die Trennung in Fein- und Grobgut erfolgt. Das im Luftstrom mitgeführte Feingut wird in Zyklonen, die mit Luftabschlußorganen ausgerüstet sind, abgeschieden. Der entstaubte Luftstrom tritt in das Gebläse und danach durch einstellbare Leitschaufelkränze wieder in den Sichter ein. Das hier über mehrere Rieseleinbauten herablaufende Grobgut wird dabei nachgesichtet. Die Feinheit und der Kornaufbau des Fertiggutes sind während des Betriebes über einen weiten Bereich stufenlos einstellbar, und zwar durch Änderung der Drehzahl des Streuteller-Gegenflügelsystems und durch Regelung der Sichtluftmenge. Verschleißauskleidungen, Einrichtungen zum Trocknen und Kühlen von Materialien und stufenlose Regelbarkeit für Feinheiten von 2000 bis 6000 cm²/g nach Blaine sind vorgesehen.



Der Sichtraum ist höher belastbar als beim TURBOPOL-Windsichter. Durch die Fertiggutabscheidung in den außenliegenden Zyklonen ergibt sich für den CYCLOPOL ein um etwa 0.5 kWh/t Zement (bezogen auf 3000 cm²/g nach Blaine) höherer spezifischer Energiebedarf als beim TURBOPOL-Windsichter [159b]. Mit dem Zyklon-Umluftlichter CYCLOPOL ausgerüstete Zementmahlanlagen arbeiten wegen

15.6.d. Cyclone air separator CYCLOPOL (Krupp Polysius AG)

The cyclone air separator CYCLOPOL also manufactured by Krupp Polysius is, according to the manufacturer, preferably installed nowadays for the production of raw mix and cements with a wide range of fine particle sizes (see Fig. 15.10). The largest unit of the this type supplied so far is working in a plant with a throughput of 210 t/h.

The material is introduced laterally into the separator by an airstream and is uniformly distributed in the separating chamber by the distribution plate. An externally mounted blower produces the air stream, which flows through the material in the separating zone, classifying the material into coarse and fine particles by the effects of gravity and the air current. The fines entrained in the air current are precipitated in cyclones, which are equipped with air seals. The dust-free air is returned to the blower and reenters the separator through adjustable rings of guide vanes. This incoming air flows through the coarse particles as they trickle down over a series of baffles, thus exerting a secondary separation effect. The fineness and granulometric composition of the finished product can be infinitely regulated over a wide range during operation of the separator by changing the speed of the distributing plates, return air vanes, and adjusting the flow rate of the separating air current. The CYCLOPOL separator is delivered with wear-resistant linings, equipment for drying and cooling the material and continuous control of product fineness from 2000 to 6000 cm²/g according to Blaine.

Fig. 15.10. Zyklon-Umluftlichter CYCLOPOL

Fig. 15.10. Cyclone air separator CYCLOPOL

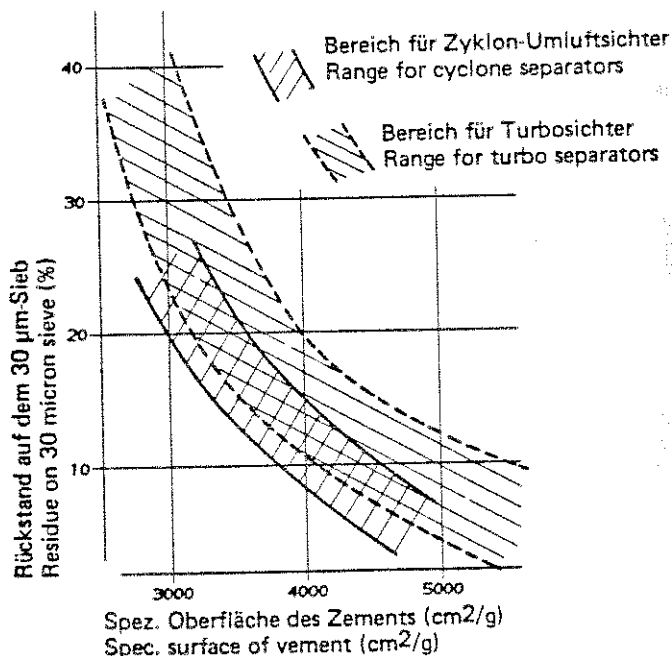
The separating zone has a higher loading capacity than that of the TURBOPOL separator. Because the finished product is separated in the external cyclones the specific power consumption of the CYCLOPOL is approx. 0.5 kWh/t cement (referred to 3000 cm²/g Blaine) higher than that of the TURBOPOL [159b]. However, the manufacturer states that cement grinding systems equipped with the CYCLOPOL separator

der besseren Trennschärfe dieses Sichters nach Angaben des Herstellers mit einem um 10 % bis 30 % geringeren spezifischen Arbeitsbedarf (kWh/t Zement) als solche, die mit einem Turbo-Windsichter ausgerüstet sind.

Der Zyklon-Umluftsichter benötigt mit seinen Zyklonen in der Normalanordnung kaum mehr Platz als ein bekannter Turbosichter. Es ist aber auch ohne weiteres möglich, die Anordnung der Zyklo-nen örtlichen Verhältnissen anzupassen bzw. diese ganz entfallen zu lassen. In diesem Fall wird die gesamte Sichtluft in einem entsprechend großen Filter entstaubt.

Diese Lösung bietet sich an bei Platzmangel oder wenn der Zement mit Luft gekühlt werden soll. Außerdem ergibt sich bei dieser Schaltung durch die staubfreie und kühle Sichtluft ein verbesserter Sichterwirkungsgrad. Es ist weiterhin möglich, die gesamte Mühlenabluft durch den Sichter zu ziehen und nur ein gemeinsames Filter für Mühlen- und Sichterentstaubung zu installieren.

In den meisten Werken ist es heute üblich, in die Beurteilung der Zementqualität neben der spezifischen Oberfläche nach Blaine auch den Wert für den Rückstand auf dem 30 µm oder 32 µm-Sieb mit heranzuziehen. In Fig. 15.11. ist deshalb die spezifische Oberfläche von Zementen in Abhängigkeit von den 30 µm-Rückstandswerten aus zahlreichen Sichter-malanlagen verschiedener Hersteller aufgetragen.



Zwischen den gestrichelten Linien liegen normalerweise die Zementfeinheiten, die mit Turbosichtern erzeugt werden. Der Bereich zwischen den voll ausgezogenen Linien gibt die Verhältnisse von Zyklon-Umluftsichter-Anlagen wieder. Obwohl sich die Hüll-Kurven in einem weiten Bereich überschneiden, ist ein Trend zu niedrigeren Rückstandswerten von Zementen aus Zyklonumluf-sichtern bei gleichen Blaine-Werten zu erkennen. Z. B. liegen bei einer

have, thanks to the better selectivity of this type of separator, a 10 % to 30 % lower specific power consumption (kWh/t cement) than systems equipped with a turbo separator.

The CYCLOPOL with its cyclones in a normal configuration requires hardly any additional space than the turbo separator. It is also possible to arrange the positions of the cyclones to fit local space conditions as well as to remove them completely. In this case, the total separator air is cleaned in an adequately large filter.

The configuration without cyclones is attractive when space restrictions are present or when the cement is to be cooled with fresh air. In addition, this arrangement results in a better separator efficiency due to clean and cool separating air. A possibility also exists to send the mill exhaust gas directly to the separator and clean both the mill and separator exhaust air in one dust collector.

In most cement works, the criteria used for assessing cement quality are the specific surface determined by the Blaine method and the percentage retained on the 30- or 32-micron sieve respectively. In Fig. 15.11. therefore, the specific surface values have been plotted against the 30-micron sieve residues of cements produced by a large number of air separator grinding plants built by various manufacturers.

Fig. 15.11. Spez. Oberfläche (cm²/g Blaine) des Zementes als Funktion des Rückstands auf dem 30 µm-Sieb

Fig. 15.11. Spec. surface (cm²/g Blaine) of cement as a function of the residue on the 30 micron sieve

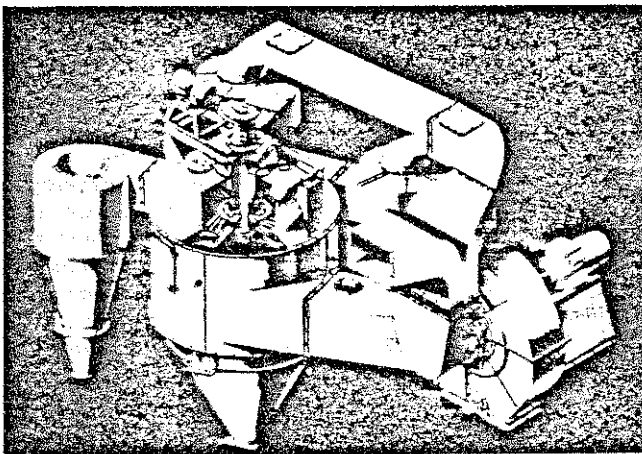
The cement finenesses produced in plants equipped with turbo separators normally lie in the area between the dotted curves. The area between the solid curves characterizes the product of plants operating with cyclone separators. Although the two areas overlap considerably, there is a distinct trend towards lower sieve residue values for cements produced with cyclone separators. For instance at a specific surface of 3500 cm²/g according to Blaine, the

spez. Oberfläche von $3500 \text{ cm}^2/\text{g}$ nach Blaine die zugehörigen Rückstände beim Turbosichter im Bereich von 16–30 %, beim Zyklonumluftsichter zwischen 12 und 22 %. Es zeigt sich jedoch auch, daß in einer gut eingestellten Turbosichteranlage genauso gute Resultate erzielt werden können wie in weniger gut eingestellten Anlagen mit Zyklonumluft-sichtern.

Im allgemeinen gelten heutzutage Zemente, die bei gleicher spez. Oberfläche einen geringeren Siebrückstand, z. B. auf $30 \mu\text{m}$, haben, als qualitativ hochwertiger.

15.6.e. Kanalradsichter mit Außenventilator (Krupp Polysius AG)

Seit einigen Jahren wird von der Krupp Polysius AG der Kanalradsichter CAROPOL gebaut. Dieser vor allem für Güter hoher Feinheiten geeignete Sichter (siehe Fig. 15.12.) besteht aus dem Sichtgehäuse mit Einbauten, den darum herum angeordneten Zyklonen und einem externen Gebläse. Das Herzstück der Einbauten ist das waagrecht liegende Kanalrad. Es besteht im wesentlichen aus einer Vielzahl rechteckiger Kanäle, die auf einer Grundplatte radial angeordnet sind. Hinter jedem Kanal befindet sich ein von der Sichtluft durchströmter Raum.



Das Sichtgut (siehe Fig. 15.13.) wird von oben durch ein zentrisches Rohr in die Mitte des Kanalrades eingegeben und dort über einen Konus auf die einzelnen Kanäle verteilt. Die durch Rotation des Kanalrades auf die Teilchen einwirkenden Kräfte lassen das Gut an den im Drehsinn rückwärtigen Wandungen der Kanäle anliegen und verteilen es gleichmäßig auf die gesamte Kanalhöhe.

Über die Abwurfkante der Kanäle wird das Sichtgut als gleichmäßiger Film in den Sichtraum gestreut. Dort wird es vom Sichtluftstrom durchströmt. Die feinen Teilchen werden mit dem Luftstrom anschließend in radialer Richtung durch die Luftkästen geführt. Die in ihrer Flugbahn weniger stark beein-

sieve residues for the turbo separator are in the range of 16–30 %, while the cyclone separator attains values in the range of 12–22 %. However, it also emerges that a well adjusted turbo separator plant can attain equally good results as a poorly adjusted cyclone separator arrangement.

Nowadays, when distinguishing between cements with the same specific surface values, the higher quality ratings are given to those cements which display lower sieve residues on the 30 micron sieve.

15.6.e. Channel-wheel separator with external blower (Krupp Polysius AG)

For several years, Krupp Polysius AG has manufactured the channel-wheel separator CAROPOL. This separator (see Fig. 15.12.) is suitable for attaining high product finenesses and consists of the casing with its internal machinery, the cyclones mounted around it, and the external blower. The central feature of the internal machinery is the horizontal channel wheel. Essentially, this comprises a large number of rectangular channels mounted on a circular plate. Behind each channel is a space through which the air current flows.

Fig. 15.12. Kanalradsichter CAROPOL®

Fig. 15.12. Channel-wheel separator CAROPOL®

The feed material (see Fig. 15.13.) enters from the top through a tube which delivers it to the center of the wheel. It is then distributed by a cone to the individual channels. The forces exerted on the particles by the rotation of the wheel cause them to spread in an even layer over the full surface of the rear walls of the channels, in relation to the direction of rotation.

The material streams as a uniform film over the outmost edge of the channel and into the separating zone. The air current flowing through this zone sweeps the fine particles radially inwards through the air boxes. The coarse particles, which are less deflected by the air stream, are tossed against the

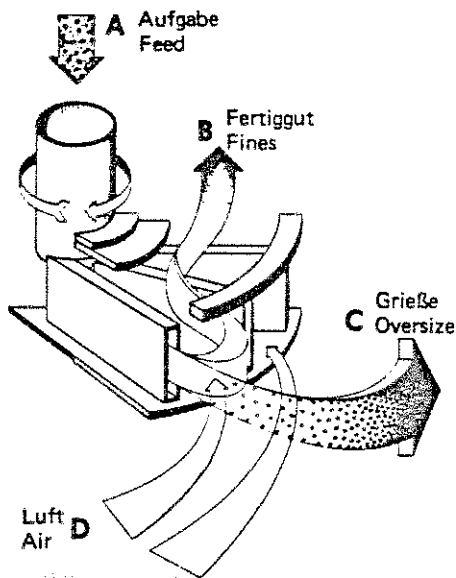


Fig. 15.13. Funktionsprinzip des Kanalsichters CAROPOL®

Fig. 15.13. Functional principle of the channel-wheel separator CAROPOL®

flußten groben Teilchen treffen auf die Gehäusewand und rieseln dort als Grieße herab. Die Feingutabscheidung erfolgt wie im Zyklon-Umluftsichter in externen Zyklonen. Die Feinheit und der Kornaufbau des Fertiggutes sind primär durch die Änderung der Drehzahl des Kanalsrades und sekundär durch Regelung der Sichtluftmenge über einen sehr großen Bereich einstellbar, gemäß dem Hersteller bis zu $10,000 \text{ cm}^2/\text{g}$ nach Blaine.

casing and cascade down as tailings. The fines are precipitated in the external cyclones. The fineness and granulometric composition of the product can be controlled over a very wide range, as the manufacturer states even up to $10,000 \text{ cm}^2/\text{g}$ according to Blaine, primarily by adjusting the rotational speed of the channel wheel and secondarily by regulation of the airflow rate.

15.6.f. O-Sepa Windsichter (Fuller Co.)

Dieser kürzlich (1983) entwickelte Windsichter (entwickelt vermittelt und gemäß eines Lizenzabkommens mit der Onoda Zement AG, Tokio, Japan) liefert eine trennscharfe Klassifizierung und Einsparungen im Betrieb des Mühlensystems. Der Wirkungsgrad des O-Sepa Windsichters wird veranschaulicht durch Untersuchung des Grobkornrücklaufs und Vergleich mit dem aus einem konventionellen Windsichter kommenden Grobkorn. Die Feianteile, die im Grobkorn eines konventionellen Windsichters enthalten sind, bewirken eine Leistungsminderung der Mühle (siehe Fig. 15.14. a. und b.).

Die Bilder zeigen, daß beim O-Sepa die meisten Feianteile im Feingut enthalten sind, während der konventionelle Windsichter viel Feingut zur nochmaligen Mahlung zurückschickt. Dies veranschaulicht den größeren Wirkungsgrad des O-Sepa Windsichters.

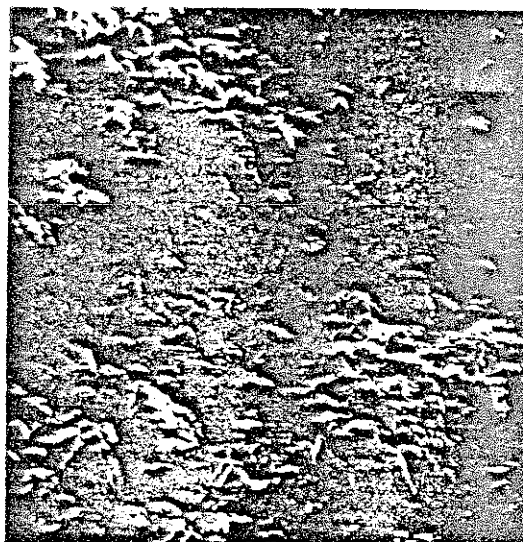
Das in den O-Sepa eingespeiste Material wird über Schürren dem auf der Oberseite des Rotors befindlichen Streuteller zugeführt. Mit Hilfe von Zentrifugalkraft wird dann das Material in die ringförmige Öffnung zwischen Rotor und Leitschaukelkranz geschleudert; das Material stößt gegen die Pufferplatte und wird auf diese Weise abwärts in den Sicht-

15.6.f. O-Sepa air separator (Fuller Co.)

This newly (1983) developed air classifier (developed by and under license from Onoda Cement Co. Ltd., Tokyo, Japan) provides sharp classification and mill system energy savings. The efficiency of O-Sepa can be illustrated by examining rejects and comparing them to rejects of a conventional air separator. The fines in the rejects from a conventional separator contribute to mill inefficiency (see Fig. 15.14. a. and b.).

The pictures show that with O-Sepa most fines have been classified as product, whereas the conventional separator has returned them for further grinding. This attests to the greater efficiency of the O-Sepa separator.

The material fed to the O-Sepa is directed onto the dispersion plate located on the top of the rotor by the feed chutes. It is then distributed by centrifugal force into the annular gap between the rotor and the guide vanes, the buffer plate providing an impact ring to direct the material down into the separation zone. The product is carried by the air flow through the



a. O-Sepa Windsichter

a. O-Sepa air separator

Fig. 15.14. Vergrößerter Grobkornrücklauf eines O-Sepa und eines konventionellen Windsichters



b. Konventioneller Windsichter

b. Conventional air separator

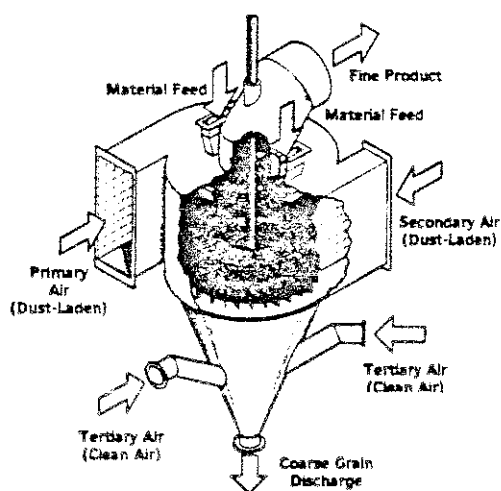
Fig. 15.14. Magnified rejects from an O-Sepa and a conventional separator

raum geleitet. Der Luftstrom trägt das Produkt durch den Windsichter zum Zentrum des Rotors; es verläßt dann den Windsichter durch das oben rechtwinklig abgebogene Auslaßrohr. Das Überkorn wird im Windsichter-Kegel gesammelt und durch eine Pendelklappe aus diesem entladen.

Es gibt drei Stellen, durch die der Gasstrom in den O-Sepa eintritt (siehe Fig. 15.15.).

separator into the center of the rotor, and exits the separator through the outlet duct located on the top with a right angle bend. The rejects are collected in the hopper and are discharged through the flap valve on the bottom.

There are three locations for gas flow to enter the O-Sepa (see Fig. 15.15.).



Material Feed = Materialeinspeisung

Fine Product = Fertigprodukt

Secondary Air = Sekundärluft

(Dust-Laden) (Staubhaltig)

Tertiary Air = Tertiärluft

(Clean Air) (Staubfrei)

Coarse Grain Discharge =

Überkorn-Auslaß

Primary Air = Primärluft

(Dust-Laden) (Staubhaltig)

Fig. 15.15. O-Sepa Windsichter

Fig. 15.15. O-Sepa air separator

Primärluft besteht aus Mühlenabluft und Umgebungsluft, die durch einen Absperrschieber eintritt. Sekundärluft besteht aus Abluft von zusätzlichen Einrichtungen des Mahlkreislaufes und aus Umgebungsluft, die ebenfalls durch einen Absperrschieber

Primary air is comprised of mill vent air and ambient air entering through a bleed air damper. Secondary air is comprised of vent air from auxiliary equipment in the grinding circuit and ambient air entering also through a bleed air damper. Primary and secondary

eintritt. Sowohl Primär- als auch Sekundärluft werden tangential in das obere Gehäuse des O-Sepa eingeführt. Tertiärluft besteht ausschließlich aus Umgebungsluft und wird in den Windsichter-Kegel durch mit Absperrschieber versehene Rohrleitungen eingeführt.

Die Primär- und Sekundärluft erzeugen im Sichtraum des Windsichters einen Wirbel, der weiter verstärkt wird durch den den Rotor umgebenden stationären Leitschaufelkranz. Der Rotor besteht aus horizontalen Teilungsblechen, die die Bildung eines genau horizontalen Wirbels sicherstellen; verstellbare Schaufeln für den Wirbelstrom sind weitere Maßnahmen für die endgültige Klassifizierung des Produkts. Anfängliche Klassifikation wird durch den im Sichtraum erzeugten Wirbelstrom verrichtet. Zusätzlich werden Feingutanteile, die in den Grobgutkegel gelangen, ebenfalls gesichtet, und zwar mit Hilfe von Tertiärluft, die im Grobgutraum einen Gegenstrom erzeugt.

Die Geschwindigkeit des Rotors kann mit Hilfe des Regelmotors verstellt werden, um so die gewünschte Feinheit des Endprodukts zu justieren.

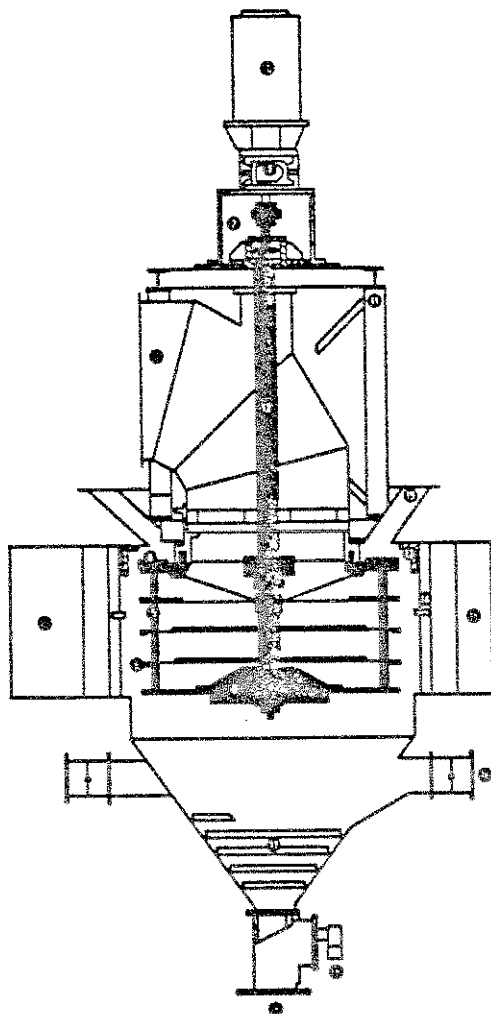
Fig. 15.16. zeigt ein Schnittbild des O-Sepa Windsichters mit den dazugehörigen Erklärungen.

air both enter tangentially into the upper housing of the O-Sepa. Tertiary air is all ambient air and enters the hopper through inlet ducts with dampers.

The primary and secondary air create a vortex in the separation zone of the separator, which is further enhanced by the stationary guide vanes located around the rotor. The rotor is comprised of horizontal partition plates which ensure a precise horizontal vortex is formed, and vortical flow adjusting blades which provide the final classification of the product. Initial classification is done by the vortex formed in the classification zone. Additionally, fine particles which are discharged into the hopper are also classified by the tertiary air which provides counterflow in the hopper.

The rotor speed can be adjusted by means of the variable speed drive motor to allow adjustment of the required product size.

Fig. 15.16. presents a cutaway view of the O-Sepa air separator with the pertinent explanations.



- 1 Reduktionsstück = Reducer
- 2 Abstützung d. Reduktionsstücks = Reducer Support
- 3 Aufbau des Lüftungskanals = Exit Duct Assembly
- 4 Streuplatte = Dispersion Plate
- 5 Wirbelstrom-Schaukelverstellung = Vortical Flow Adjusting Blade
- 6 Teilungsblech = Partition Plate
- 7 Erstluft-Einlaßkanal = Primary Air Inlet Duct
- 8 Rotor-Aufbau = Rotor Assembly
- 9 Überkorn-Auslaß = Rejects Outlet
- 10 Motor = Motor
- 11 Antriebs-Unterbau = Drive Support
- 12 Wellenaufbau mit Lagerung = Shaft Assembly with Bearings
- 13 Pufferplatte = Buffer Plate
- 14 Leitschaufel = Guide Vane
- 15 Zweitluft-Einlaßkanal = Secondary Air Inlet Duct
- 16 Drittluft-Einlaßrohre mit Schiebern = Tertiary Air Inlet Ducts and Dampers
- 17 Windsichter Trichter = Hopper
- 18 Kipp-Abdichtventil = Tipping Valve
- 19 Mühlenprodukt-Aufgabe = Material Feed

Fig. 15.16. Schnittbild des O-Sepa Windsichters

Fig. 15.16. Cutaway view of the O-Sepa air separator

Tabelle 15.6.4. enthält technische Daten des O-Sepa Windsichters.

Table 15.6.4. contains technical data of the O-Sepa air separator.

Tabelle 15.6.4.

Table 15.6.4.

Technische Daten des O-Sepa Windsichters Technical Data of the O-Sepa Air Separator					
Bau- größe	Um- drehungs- geschwin- digkeit	Motor- leistung	Luft- menge	Max. Ein- speisung	Fertig- produkt
type	rotation speed	motor power	air quantity	max. feeding rate	production rate
	U/min rpm	kW	m ³ /min	t/h mt/h (metric)	t/h mt/h (metric)
N-250	250 – 550	10 – 25	250	75	10 – 20
N-500	190 – 420	25 – 50	500	150	20 – 40
N-750	170 – 390	35 – 75	750	250	30 – 60
N-1000	140 – 320	50 – 100	1000	300	35 – 75
N-1500	120 – 260	75 – 150	1500	450	50 – 110
N-2000	105 – 230	100 – 200	2000	600	70 – 150
N-2500	95 – 205	130 – 250	2500	750	90 – 190
N-3000	85 – 190	155 – 300	3000	900	105 – 225
N-3500	80 – 175	180 – 350	3500	1050	120 – 260
N-4000	75 – 170	210 – 400	4000	1200	140 – 300
N-4500	70 – 165	225 – 450	4500	1350	160 – 340
Note: The production rate for cement with a fineness of 2900 cm ² /g (Blaine). Achtung: Das Fertigprodukt bezieht sich auf Zement mit einer Blaine-Feinheit von 2900 cm ² /g.					

Fig. 15.17. zeigt typische Windsichter - Wirkungsgradkurven. Auf dem Gebiet der Klassifizierung von Fein- und Grobanteilen werden diese Kurven auch Tromp-Kurven genannt.

Wie diese Kurven zeigen, klassifiziert der O-Sepa Windsichter einen höheren Anteil von Windsichter-Eingabe in Produkt und Grobkorn, während, wie im Bild gezeigt, konventionelle Windsichter unnötig einen höheren Prozentsatz von Feinanteilen in die Mühle zurückschicken und Grobkorn dem Endprodukt zuschlagen.

Fig. 15.17. shows typical separator efficiency curves. In the domain of classification of fine and coarse particles, these curves are also called Tromp Curves.

As indicated by these curves, O-Sepa properly classifies a higher proportion of feed particles into product and rejects, whereas conventional separators bypass a large percentage of acceptable product for regrinding, and coarse particles to product.

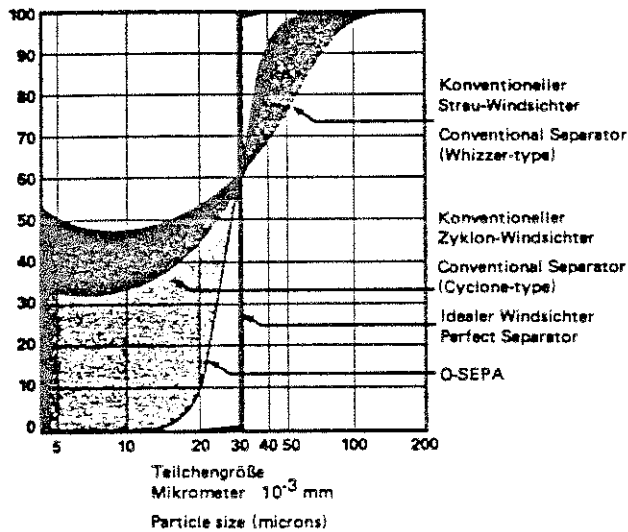


Fig. 15.17. Typische Windsichter Leistungsfähigkeitskurve (Tromp Kurve)

Fig. 15.17. Typical separator efficiency curve (Tromp curve)

Gemäß Angaben des Herstellers weist der O-Sepa Windsichter folgende Vorteile auf:

- Einsparung von Energiekosten bis zu 30 % durch Erreichung eines besseren Mühlenwirkungsgrades als Resultat einer engen Kornbandverteilung des Endproduktes.
- Herabsetzung von Investitionskosten durch Leistungserhöhung bis zu 50 % für eine gegebene Mühlengröße.
- Schnelle Justierung der Feinheit des Endproduktes mit Hilfe von Geschwindigkeitsregelung des Rotors.
- Reduktion der Notwendigkeit von Nebeneinrichtungen; nur ein Gebläse und Transportsystem sind erforderlich.
- Platzeinsparung, da O-Sepa nur die Hälfte bis $\frac{1}{6}$ der Größe von konventionellen Windsichtern darstellt.
- Wirtschaftliche Anpassung an bestehende Kreisläufe; O-Sepa kann mehrere Mühlen bedienen [159 c].

According to the manufacturer, the O-Sepa separator shows the following advantages:

- Reduces power costs by up to 30 % while achieving better grinding efficiency through narrow particle size distribution of the end product.
- Reduces capital expenditures by increasing capacity up to 50 % for a given mill size.
- Adjusts easily for product fineness by means of a variable speed rotor drive.
- Reduces auxiliary equipment requirements; only one vent and transportation system is required.
- Saves space by being only $\frac{1}{2}$ to $\frac{1}{6}$ the size of conventional separators.
- Adapts economically to existing circuits; O-Sepa can service multiple mills [159 c].

15.6.g. Der Sepax®-Windsichter (F. L. Smidth)

Dieser von F. L. Smidth spezialentwickelte Sichter des Einzelrotortyps ist eine einfache, kompakte und hochleistungsfähige Maschine, die für die hohen Durchsätze der gegenwärtigen großen Zementmühlen konstruiert ist.

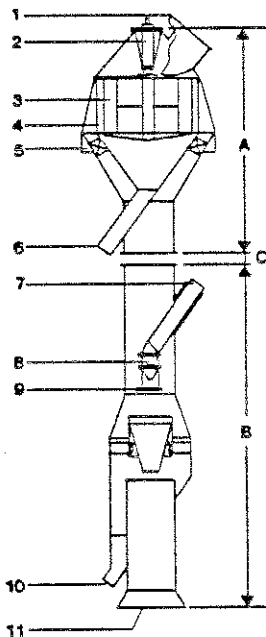
Der Sepax-Sichter ist in 12 Größen erhältlich mit Durchmessern von 2,5 bis 4,75 m, mit installierten Motorleistungen zwischen 8,5 und 69 kW und entsprechenden Fertiggutleistungen von 50 bis 250 t/h Zement sowie einer Blaine-Feinheit von 300 m²/kg. Die Blaine-Feinheit kann durch die Änderung der Rotordrehzahl von 250 bis 500 m²/kg einfach geregelt werden.

15.6.g. Sepax®-air separator (F. L. Smidth)

This separator is of the single rotor type and was developed by F. L. Smidth with the specific aim of designing a simple, compact, and highly efficient unit, capable of handling the high outputs from large cement mills used today.

The Sepax is available in 12 sizes with diameters ranging from 2.5 to 4.75 m and installed motor power between 8.5 to 69 kW for capacities from 50 to 250 tph of finished cement with a Blaine surface of 300 m²/kg. The Blaine surface can be adjusted from 250 to 500 m²/kg merely by changing the rotor speed.

Ein besonderes Merkmal des Sepax-Sichters ist die Aufgabe des Sichtgutes im Aufwärtsluftstrom des vertikalen Steigrohrs unter dem Sichter selbst (siehe Fig. 15.18.) Dies bewirkt eine vollständige Streuung des Gutes vor dem Sichtvorgang, welches für die hohe Leistung eine Voraussetzung ist und den zusätzlichen Vorteil bietet, daß durch den Luftstrom fallende gebrochene und abgenutzte Malkörper getrennt abgeschieden werden können. Verstopfung der Mühltrennwände wird hierdurch vermindert. Gegenüber den herkömmlichen Sichtertypen wird durch die besondere Auslegung der Sepax-Aufgabenanordnung ein niedrigeres Becherwerk zur Förderung des Sichtgutes vom Mühlenauslauf erreicht.



- A Sichterteil = Separator part
- B Streuteil = Dispersion part
- C Anpassungsfähige Rohrlänge = Duct length to fit layout
- 1 Feingutaustrag = Fines outlet
- 2 Lagergehäuse = Bearing housing
- 3 Rotorflügel = Rotor blade
- 4 Leitflügel = Guide vane
- 5 Unterstützung = Support
- 6 Grobgutaustrag = Reject outlet
- 7 Aufgabeeintritt = Feed inlet
- 8 Luftschleuse = Air lock
- 9 Streuteiler = Spreader plate
- 10 Austrag abgen. Mahlkörper = Worn grinding media outlet
- 11 Lufteintritt = Air intake

Fig. 15.18. Sepax, schematischer Querschnitt

Fig. 15.18. Sepax, simplified cross-section

Das suspendierte Sichtgut tritt durch senkrechte Leitschaufeln in den eigentlichen Sichter ein, wodurch eine gleichmäßige Verteilung der Luftstromgeschwindigkeit gesichert wird. Die Leitschaufeln dienen auch zum Auffang des vom Rotor abgeschiedenen Grobgutes, das in einen Trichter fällt und durch eine Schleuse ausgetragen wird. Nach dem Rotor wird das Fertiggut vom Luftstrom aus dem Sichter getragen und in Zyklonen oder einem Schlauchfilter abgeschieden.

Die am Boden des Sichters eintretende Luft kann entweder Frischluft oder staubhaltige Luft sein, wodurch jeder Grad von Umlauf möglich ist. Bei Anwendung von Frischluft (siehe Fig. 15.19.) werden das Feingut und das Grobgut auf 70–75°C gekühlt, wodurch die erforderliche Kühlung in der Mühle herabgesetzt wird. Mit feuchten Zusatzstoffen in der Mühlenaufgabe, wie Schlacke oder Flugasche, wird normalerweise der Umluftgrad bevorzugt, der eine Grobguttemperatur von 110 bis 120°C sichert. Eine typische Anordnung dieser Art ist in Fig. 15.20. veranschaulicht.

The suspended material flows into the separator via vertical guide vanes which maintain the even air velocity distribution. The guide vanes also function as collecting plates for the coarse material rejected from the rotor, the coarse fraction falling into a reject cone from where it is discharged via a sluice. Having passed the rotor, the finished material leaves the separator with the flow of air, and is collected in cyclones or in a bag filter.

The air entering the bottom of the Sepax may be fresh or dust-laden, thus permitting any degree of recirculation. When fresh air is used (see Fig. 15.19.), the fines and tailings are cooled down to 70 to 75°C, thereby reducing mill cooling requirements. With moist additives in the mill feed such as slag or fly ash, full air circulation resulting in a tailings temperature of 110 to 120°C is usually preferred, a typical arrangement of this description being shown in Fig. 15.20.

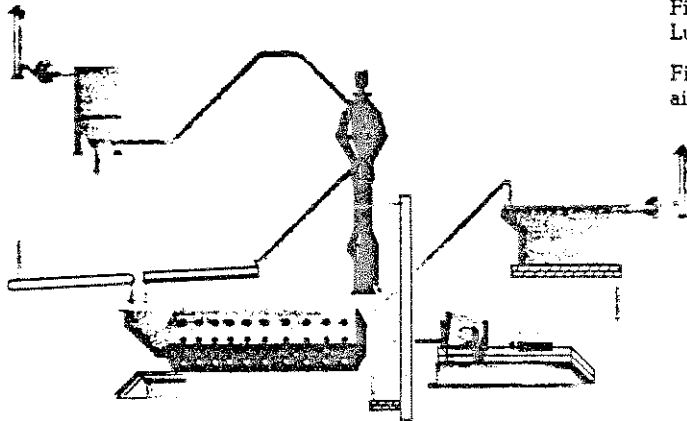


Fig. 15.19. Fertiggutabscheidung im Schlauchfilter, für max. Luftkühlung des Zements

Fig. 15.19. Collecting finished cement in bag filter, for max. air cooling of cement

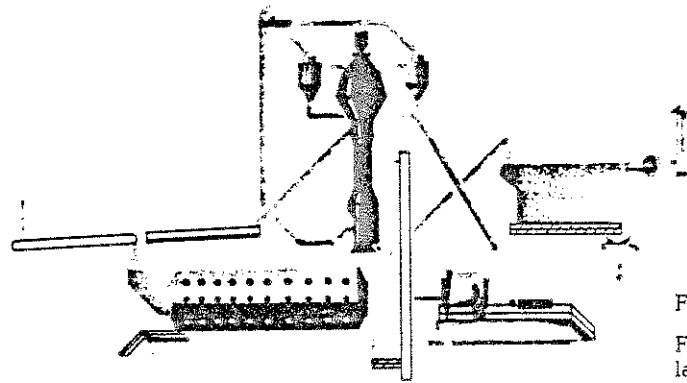


Fig. 15.20. Fertiggutabscheidung in Zyklonen, Luftumlauf

Fig. 15.20. Collecting finished cement in cyclones, recirculating the air

Durch die vollständige Streuung des Gutes im Steigrohr sowie die gleichmäßige Verteilung der Luft und des Gutes in der vollen Höhe des Rotors wird nicht nur der hohe Wirkungsgrad des Sepax-Sichters, sondern auch der niedrige Verschleiß an den Innenteilen des Sichters erzielt. Um eine noch längere Lebensdauer zu sichern, sind die am meisten ausgesetzten Teile mit auswechselbarem Verschleißschutz versehen.

Fig. 15.21. zeigt eine Schnittperspektive des Sichterabschnittes des Sepax-Windsichters.

The complete dispersion of material in the riser duct, combined with uniform distribution of air, and material along the full height of the rotor, not only explains the high efficiency of the Sepax but also its low degree of wear on separator internals. To ensure an even longer lifetime, the areas most exposed to wear are provided with renewable wear protection.

Fig. 15.21. presents a cutaway view of the separation section of the Sepax mechanical air separator.

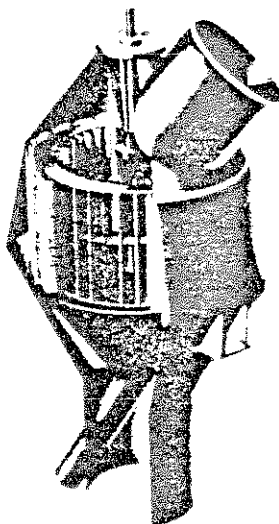


Fig. 15.21. Sepax - Schnittperspektive des Sichterabschnittes

Fig. 15.21. Sepax - cutaway view of the separation section

15.7. Windsichter-Durchsatz und Zementfeinheit

Mit zunehmender Zementfeinheit, d. i. mit steigender Blainezahl, sinkt der Durchsatz des Windsichters wie in Tabelle 15.7.1. angeführt (Sturtevant Mill Company, Boston, Massachussets).

Tabelle 15.7.1.

Windsichter Ø Separator Ø		Aufgabemenge t/h Separator feed t/h	Zement — Cement Produkt t/h — Product metric t/h Blainezahl — Blaine-number			
m	ft	maximum	3000	3600	4400	5000
4.25	14	220	20	15	12	7
4.85	16	725	38	32	19	16
5.5	18	1100	70	54	33	27
6.0	20	1815	118	80	49	40
6.7	22	2540	160	127	76	64
7.3	24	3350	214	181	114	90

Table 15.7.1.

15.7. Separator capacity and cement fineness

With increasing fineness of the cement, i.e. with increasing Blaine-number, the capacity of the separator decreases as shown in table 15.7.1. (Sturtevant Mill Company, Boston, Massachussets).

15.8. Windsichter-Formeln

Windsichter im offenen Kreislauf

Drei Gewichtskomponenten werden berücksichtigt:

Windsichter-Aufgabegut

Windsichter-Feingut

Windsichter-Grobgut

Der prozentuale Gehalt an Feingut in den drei Komponenten wird wie folgt bezeichnet:

Prozent Feinanteile im Aufgabegut

Prozent Feinanteile im Grobgut

Prozent Feinanteile im Fein- oder Fertiggut

Windsichter Wirkungsgrad in Prozent

= F = Separator feed
= D = Separator fines or finished product
= G = Separator tailings or coarses

= A = Percent fines in separator feed
= B = Percent fines in separator tailings
= C = Percent fines in separator finished product
= E = Percent efficiency of an air separator

15.8. Air separator formulas

Separator in open circuit

There are three tonnages which are taken into consideration:

The percentages of fines in the three constituents are denoted as follows:

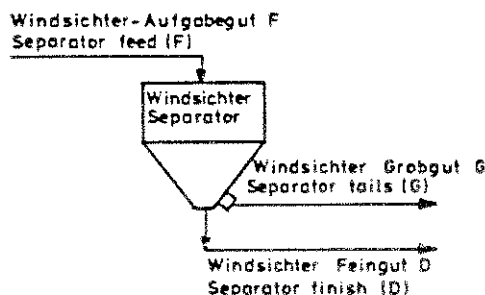


Fig. 15.22. Windsichter, offener Kreislauf

Fig. 15.22. Air separator; open circuit

Fig. 15.22. veranschaulicht einen im offenen Kreislauf arbeitenden Windsichter; aus dem Fließschema geht hervor, daß

Fig. 15.22. shows a separator working in open circuit; from this flow chart results that:

und

$$F - D = D \quad \text{and} \\ D + G = F.$$

Es ist ebenfalls klar, daß die Gesamtmenge der dem Windsichter zugeführten Feinanteile gleich sein muß der Gesamtmenge der den Windsichter verlassenden Feinanteile. Der Eingang aller Feinanteile in den Windsichter ist repräsentiert durch den Ausdruck AF, die Feinanteile im Fertiggut durch CD und die Feinanteile im Grobgut durch BG. Ohne hier auf die mathematische Entwicklung einzugehen [160, 160a, 160b], lauten die Endformeln wie folgt:

Formel für die Berechnung der Fertigmengende

$$D = \frac{F(A-B)}{(C-B)} \quad (1)$$

Ist F bekannt und werden die Werte für A, B und C durch Probenahme und Siebung bestimmt, dann ist es möglich, die Menge des Fertiggutes D zu berechnen.

Nach Umstellung der Formel (1) erhält man die Formel zur Berechnung des gesamten Windsichter-Aufgabegutes

$$F = \frac{D(C-B)}{(A-B)} \quad (2)$$

Der Wirkungsgrad des Windsichters wird ausgedrückt durch das Verhältnis, das zwischen der Menge des ausgesichteten Feingutes und der dem Windsichter zugeführten Feingutmenge besteht.

Formel für den Windsichter-Wirkungsgrad; diese Formel ist ebenfalls gültig für im geschlossenen Kreislauf arbeitende Windsichter mit verschiedenen Fließ-Schaltungen:

$$E = \frac{C(A-B)}{A(C-B)} \quad (3)$$

Infolgedessen kann der Windsichter-Wirkungsgrad durch Siebung von Proben des Aufgabe-, Grob- und Feingutes, ohne Berücksichtigung der Mengen, bestimmt werden.

15.8.1. Geschlossener Kreislauf, System Nr. 1

Fig. 15.23. enthält ein Fließschema, in welchem die Mühle dem Windsichter vorgeschaltet ist. Neues Aufgabegut wird der Mühle zugeteilt, gemahlen und dann gesichtet. Hier ist die Menge des neuen Aufgabegutes gleich der Menge des Fein- oder Fertiggutes. In diesem Falle ist aber auch Umlaufgut vorhanden, das berücksichtigt werden muß. Die Umlaufmenge (L) ist das Verhältnis der Menge des Windsichter-Grobgutes zur Menge des neuen Aufgabegutes.

In Prozent ausgedrückt ist es dann Prozent Umlaufmenge. Beträgt z. B. das Verhältnis von Grobgut zu Feingut 2,50, dann ist die Umlaufmenge 250 %. Die Formel für die Umlaufmenge in diesem System lautet

$$L = \frac{C-A}{A-B} \times 100 \quad (4)$$

It is also evident that the total amount of fines going into the separator must equal the total amount coming out of the separator. The total input of fines is then represented by the expression AF, the fines in the finished product by CD and the fines in the tailings by BG. Without mathematical development given here [160, 160a, 160b] the final formulas are presented as follows:

Formula for obtaining tonnage of finished product

Knowing the value for F and determining the values for A, B and C, by sampling and screening, it is then possible to calculate the tonnage of the finished product D.

Transposing formula (1), one gets the formula for obtaining the tonnage of the total load to the separator

The efficiency of an air separator is expressed as the ratio between the amount of fines recovered in the finished product and the amount of fines introduced into the separator.

Formula for separator efficiency; this formula is also applicable to separators working in closed circuits of different circuit arrangements:

Consequently, separator efficiency may be determined by screening samples of separator feed, tailings and finished product without regard to tonnage.

15.8.1. Closed circuit, system No 1

Fig. 15.23. shows a flow diagram in which the mill precedes the air separator so that the original feed enters the mill and is ground before classification. Here the tonnage of original feed equals the tonnage of finished product. In this case there is also a circulating load to deal with. The circulating load (L) is the ratio of the quantity of separator tailings to the quantity of original feed.

Expressed in per cent it is called percent circulating load. If for example the ratio of tailings to fines is 2.50, then the circulating load is 250 %. The formula for circulating load in this system is

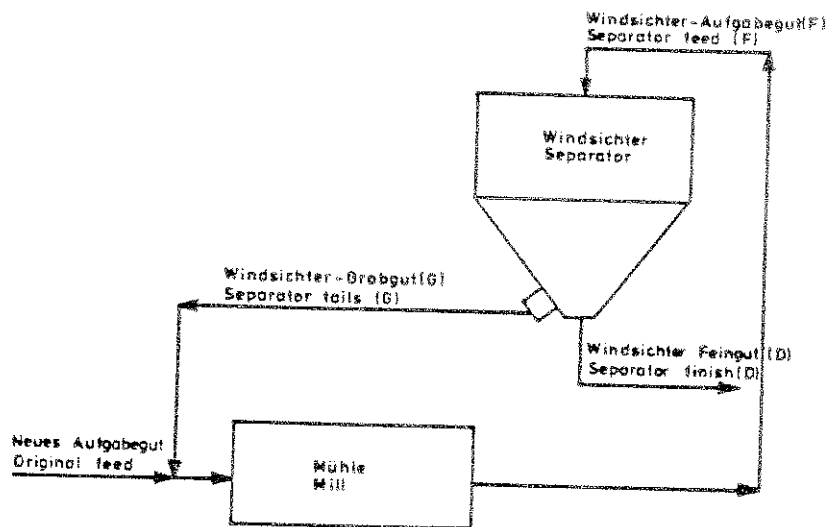


Fig. 15.23. Windsichter; geschlossener Kreislauf

Fig. 15.23. Air separator; closed circuit

Diese Formel gilt für den Fall, daß C größer als A ist; ist jedoch A größer als C, dann wird die Formel umgestaltet in

This formula is good for C greater than A; however, for A greater than C, the formula can be expressed in the form of

$$L = \frac{A - C}{B - A} \times 100 \quad (5)$$

In allen Mahlsystemen ist

In all grinding systems

$$L = \frac{G}{D} \quad \text{or} \quad (6)$$

oder

$$G = L \times D \quad (7)$$

Da die Summe von G und D gleich F ist, dann ist

Since F is the sum of G and D, then

$$F = (L + 1) D \quad (8)$$

Beispiel 15.1.

Im Betrieb eines Windsichters betragen die Feinanteile im Aufgabe-, Grob- und Feingut in Prozent Durchgang durch das 6400 Maschen/cm² Sieb (ASTM 200 mesh)

Example 15.1.

In the operation of an air separator the fineness of separator feed, tailings and fines expressed as percentages passing the 200 mesh sieve are

$$\begin{aligned} A &= 65 \\ B &= 55 \\ C &= 95; \end{aligned}$$

hierbei werden 15 Tonnen pro Stunde Fertiggut erzeugt.

fines are produced at a rate of 15 tons/h.

Bestimme die Umlaufmenge sowie die Mengen von Windsichter Aufgabe- und Grobgut.

Determine the circulating load, and the tonnages of separator feed and tailings.

Lösung:

Solution: The circulating load is

Die Umlaufmenge ist

$$L = \frac{95 - 65}{65 - 55} \times 100 = 300 \%$$

Nach Gleichung (7) und (8) ist:

From equations (7) and (8)

$$\begin{aligned} G &= 3 \times 15 = 45 \text{ t/h Grobgut und} \\ F &= 4 \times 15 = 60 \text{ t/h Aufgabegut.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G &= 3 \times 15 = 45 \text{ t/h tailings} \\ F &= 4 \times 15 = 60 \text{ t/h separator feed.} \end{aligned}$$

Beispiel 15.2

In demselben Mahlprozeß wie im Beispiel 15.1. beschrieben, ist die Feinheit in Prozent Rückstand auf dem 6400 M/cm² Sieb ausgedrückt; dann ist

$$\begin{aligned} A &= 35 \\ B &= 45 \\ C &= 5 \end{aligned}$$

Bestimme die Umlaufmenge.

Lösung: nach Formel (5)

$$L = \frac{35 - 5}{45 - 35} \times 100 = 300 \%$$

15.8.2 Geschlossener Kreislauf, System Nr. 2

Fig. 15.24. enthält ein Fließschema, in welchem der Windsichter der Mühle vorgeschaltet ist, so daß die Feinanteile im neuen Aufgabegut ausgeschieden werden, ohne erst in die Mühle zu gelangen. Dieses System wird dort angewendet, wo es darauf ankommt, das Überkorn vom Feinkorn zu trennen, ohne das Feinkorn zu übermahlen, wie z. B. bei der Mahlung von Zement-Rohmehl.

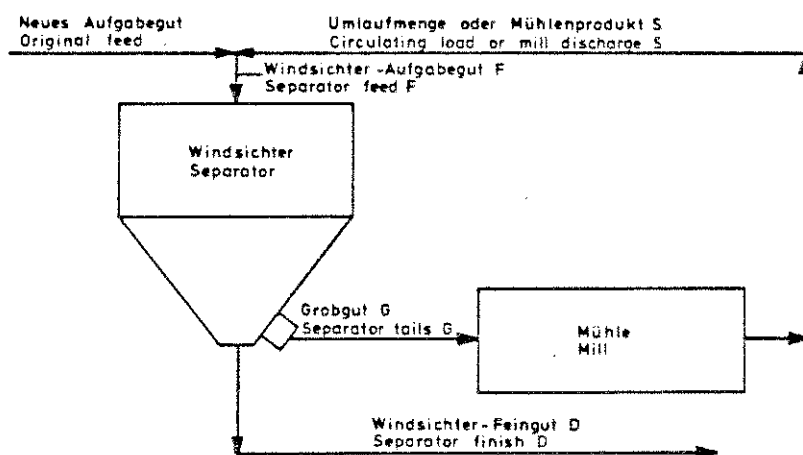


Fig. 15.24. Windsichter; geschlossener Kreislauf

Wie bereits gesagt findet Formel (4) zur Bestimmung der Umlaufmenge für jeden Mahlkreislauf also auch auf System Nr. 2 Anwendung.

In manchen Anlagen ist es jedoch nicht möglich, Proben aus dem Mühlenaufgabegut zu entnehmen, so daß die für Gleichung (4) notwendigen Angaben nicht zur Verfügung stehen. In solchen Fällen kann die Umlaufmenge gemäß der folgenden Formel bestimmt werden

$$L = \frac{C - R}{S - B} \times 100 \quad (9)$$

In der Formel bedeuten:

Prozent Feinkorn im neuen Aufgabegut
Prozent Feinkorn im Mühlenprodukt

= R
= S

Notation:

= R = Percent fines in original feed
= S = Percent fines in mill discharge

Example 15.2

In the same grinding operation as described in example 15.1, fineness is expressed in terms of percent retained on the 200 mesh sieve; then the corresponding figures are

Determine the circulating load.

Solution: According to equation (5)

15.8.2. Closed circuit, system N° 2

The flow chart in Fig. 15.24. shows that the air separator precedes the mill so that fine particles present in the original feed are discharged from the system without entering the mill. This system is employed in grinding operations where the main purpose is to eliminate oversize particles from the mill feed without overgrinding the fines as e.g. when grinding cement raw mix.

Fig. 15.24. Air separator; closed circuit

As already stated, equation (4) for determination of the circulating load, applies to classifiers working in any circuit and consequently also to closed circuit system N° 2.

However, in some installations it is impossible to sample the classifier feed, so that the information required in equation (4) is not available. In such cases the circulating load may be calculated by the following formula

15.8. Windsichter-Formeln

Beispiel 15.3.

Dem Mahlsystem Nr. 2 wird neues Aufgabegut in einer Menge von 8 t/h zugeführt; dann ist $F = 8$. Der prozentuale Durchgang durch das 6400 M/cm² Sieb beträgt in den einzelnen Komponenten:

Neues Aufgabegut	R (System 2)	=	50
Mühlenprodukt	S	=	72
Grobgut	B	=	54
Fertiggut	C	=	95

Bestimme die Umlaufmenge, die Mengen Windsichter-Aufgabegut und -Grobgut sowie den Feingehalt des gesamten Aufgabegutes, gemessen als Durchgang durch das 6400 M/cm² Sieb.

Die Umlaufmenge ist nach Formel (9)

$$L = \frac{95 - 50}{72 - 54} \times 100 = 250 \%$$

Gemäß Formeln (7) und (8) ist

$$G = 2.5 \times 8 = 20 \text{ t/h Grobgut}$$

$$F = 3.5 \times 8 = 28 \text{ t/h Aufgabegut}$$

Der Gehalt an Feinanteilen im gesamten Aufgabegut kann nach der folgenden Formel berechnet werden

$$A = \frac{BL + C}{L + 1}$$

$$A = \frac{54 \times 2.5 + 95}{3.5} = 65.7 \%$$

Feingut im gesamten Siebter Aufgabegut.

15.8.3. Bestimmung von Feinanteilen im Fertiggut

Die Arbeit eines Windsichters kann beurteilt werden durch Bestimmung des Verhältnisses von Feinkornmenge im Fertiggut zur Feinkornmenge im Aufgabegut. Dieses Verhältnis wird als Prozent Ausbeute von Feinkorn im Fertiggut benannt.

Beispiel 15.4.

Windsichter-Aufgabegut ist 30 Tonnen pro Stunde, enthaltend 45 % Feinkorn, bestimmt als Durchgang durch das 6400 M/cm² Sieb; Feinkorn im Aufgabegut ist daher $30 \times 0.45 = 13.5$ t/h. Windsichter Fertiggut ist 12 t/h, enthaltend 85 % Durchgang durch das 6400 M/cm² Sieb, oder $12 \times 0.85 = 10.2$ t/h Feinkorn im Fertiggut. Prozent Ausbeute ist demnach

$$\frac{10.2 \times 100}{13.5} = 75.5 \%$$

15.8.4. Geschlossener Kreislauf, System Nr. 2, mit zwei Windsichtern

Fig. 15.25. zeigt ein Kreislaufschema mit einer Rohrmühle und zwei parallel geschalteten Windsichtern. Dieses Schema gleicht grundsätzlich dem in Fig. 15.24. (Geschlossener Kreislauf, System Nr. 2) dargestellten Fließschema.

15.8. Air separator formulas

Example 15.3.

Original feed is supplied to closed circuit system N° 2 at a rate of 8 t/h; then is $F = 8$. The percentages passing the 200 mesh screen in the particular streams of material are:

Original feed	R (system 2)	=	50
Mill discharge	S	=	72
Tailings	B	=	54
Fines	C	=	95

Determine the circulating load, the tonnages of separator feed and tailings and the fineness of the total separator feed passing the 200 mesh screen.

The circulating load is, according to formula (9)

$$L = \frac{95 - 50}{72 - 54} \times 100 = 250 \%$$

According to equations (7) and (8)

$$G = 2.5 \times 8 = 20 \text{ t/h tailings}$$

$$F = 3.5 \times 8 = 28 \text{ t/h separator feed}$$

The percent of fines in the combined separator feed may be found using the following formula

$$A = \frac{BL + C}{L + 1}$$

$$A = \frac{54 \times 2.5 + 95}{3.5} = 65.7 \%$$

fines in total separator feed.

15.8.3. Determination of percent recovery in the fines

The performance of an air separator can be judged by determining the ratio of the weight of undersize in the fines to the weight of the undersize particles in the separator feed. This ratio is known as percent recovery of undersize particles in the fines.

Example 15.4.

Separator feed is 30 t/h containing 45 % fines passing the 200 mesh screen; therefore the amount of undersize particles in separator feed is $30 \times 0.45 = 13.5$ t/h. Separator fines are 12 t/h of 85 % minus 200 mesh, or $12 \times 0.85 = 10.2$ t/h which appear in the fines. Thus percent recovery is

$$\frac{10.2 \times 100}{13.5} = 75.5 \%$$

15.8.4. Closed circuit, system N° 2, with two separators

Fig. 15.25. shows a grinding circuit with one tube mill and two separators working in parallel. This circuit is basically the same as shown in Fig. 15.24. (closed circuit, system N° 2).

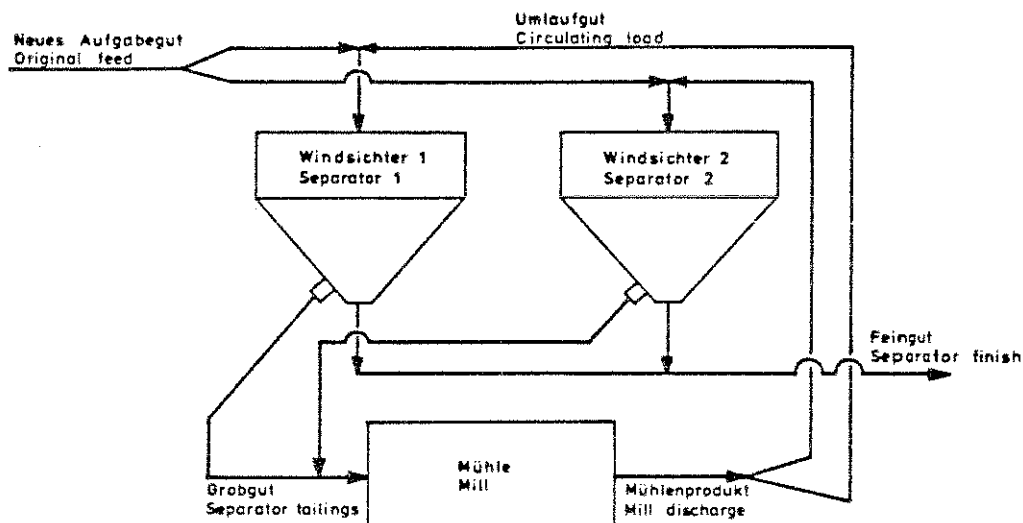


Fig. 15.25. Windsichter; geschlossener Kreislauf mit zwei Windsichtern

Fig. 15.25. Air separator; closed circuit with two separators

Beispiel 15.5.

Die angeführten Komponenten enthalten die folgenden Prozente Feinkorn, die das 6400 M/cm² Sieb passieren, und zwar:

Neues Aufgabegut R (System 2)	= 40	= Original feed R (system 2)
Windsichter Feingut C	= 95	= Separator finish C
Windsichter Grobgut B	= 40	= Separator tailings B
Rohrmühlenprodukt 70 t/h	= 75	= Tube mill discharge 70 t/h

Es wird angenommen, daß es nicht möglich ist, die folgenden Komponenten zu messen:

Windsichter Feingut : t/h
 Neues Windsichter Aufgabegut : t/h
 Gesamtes Windsichter Aufgabegut : Siebfeinheit.
 Zu bestimmen sind die genannten drei Größen sowie der Wirkungsgrad des Windsichters.

Lösung:

In diesem Kreislauf ist

$$0.40 D + (0.75 \times 70) = 0.95 D + (0.40 \times 70)$$

Nach Umstellung ist

$$0.55 D = 24.5$$

und $D = 44$ t/h Windsichter Fertiggut.

Das Windsichter Aufgabegut besteht aus 44 t/h neuem Aufgabegut enthaltend 40 % Durchgang durch das 6400 M/cm² Sieb und 70 t/h Umlaufgut, enthaltend 75 % Durchgang durch das 6400 M/cm² Sieb; das gesamte Windsichter Aufgabegut beträgt

Example 15.5.

The quoted material streams contain the following percentages of fines passing the 200 mesh screen:

It is assumed that it is not possible to measure the following items:

Separator fines : t/h
 Original separator feed : t/h
 Total separator feed : fineness.
 The problem is to determine these three items as well as the separator efficiency.

Solution:

In this circuit

After transposing we get

and consequently $D = 44$ t/h separator fines.

Here the separator feed consists of 44 t/h of original feed with 40 % passing th 200 mesh screen and 70 t/h circulating load with 75 % passing 200 mesh; thus the total separator feed is 114 t/h, containing $(44 \times 0.40) + (70 \times 0.75) = 70.10$ t/h minus 200 mesh particles.

15.9. Windsichter-Luftmenge

114 t/h enthaltend $(44 \times 0.40) + (70 \times 0.75) = 70.10$
t/h Feinkorn als Durchgang durch das 6400 M/cm²
Sieb. Dies ist $\frac{70.10 \times 100}{114} = 61.4\% = A$. Mit dem
A-Wert kann der Windsichter-Wirkungsgrad nach
Formel (3) bestimmt werden:

$$E = \frac{0.95(0.614 - 0.40)}{0.614(0.95 - 0.40)} \times 100 = 60.2\%$$

15.9. Quantity of classifying air

which is $\frac{70.10 \times 100}{114} = 61.4\% = A$. Having the
value for A, the separator efficiency can be deter-
mined according to formula (3):

15.9. Windsichter-Luftmenge

Nach Angaben von Windsichter Herstellern beträgt
die erforderliche Menge an Sichtluft für einen ein-
achsigen Windsichter, der unter den folgenden Ver-
hältnissen arbeitet:

Windsichter Durchmesser	5.5 m
Antriebsmotor	250 PS
Aufgabegut	PZ, Typ I (Portland-Zement)
Endfeinheit	3300 Blaine
Fertiggut	56.3 t/h
Umlaufmenge $(3 + 1) \times 100 =$	938 kg/min
Sichtluftmenge	400 %
Spezifische Sichtluftmenge	991 Nm ³ /min
	1281 kg/min
	1056 Nm ³ /1000 kg PZ
	1365 kg/1000 kg PZ
	1.365 kg/kg PZ
	$\frac{1.36}{4} = 0.34 \text{ kg/kg Umlaufmenge}$

15.9. Quantity of classifying air

Based on information from separator manufacturers,
the required quantity of classifying air for a single
shaft mechanical air separator working under the fol-
lowing conditions, is

Separator diameter	5.5 m
Drive motor	250 HP
Separator feed	Type I Portland cement
Cement fineness	3300 Blaine
Finished product	62 t/h; short ton
Circulating load $(3 + 1) \times 100 =$	938 kg/min
Classifying air	400 %
Specific quantity of air	991 Nm ³ /min
	1281 kg/min
	1056 Nm ³ /t cement
	1365 kg/t cement
	1.36 kg/kg cement
	$\frac{1.36}{4} = 0.34 \text{ kg/kg circul. load}$

Tabelle 15.9.1.

Table 15.9.1.

Windsichter-Luftmengen; Windsichter konventioneller Bauart Air quantities of conventional types of air separators			
Windsichter-Größe Durchm. in m Separator size diameter m	Windsichter-Leistung Zement t/h* Separator capacity cement t/h*	U/min des Lüfterrades Main fan rpm	Max. zulässige Luftmenge** Max. allowable outlet air** m ³ /min.
3.04	10	275	212
3.65	14	215	311
4.25	20	210	453
4.85	40	190	764
5.50	70	180	1130
6.00	120	160	1700
6.70	160	150	2265
7.30	210	140	2830

* Windsichter-Leistung bezogen auf 3000 Blaine — Separator capacity based on 3000 Blaine
** Für Kühlung von Zement; Luftaustrittstemp. 93 °C — Cooling of cement; air exit temp. 93 °C

Dieses Verhältnis von Sichtluft zu Sichtgut ist eine in
der Praxis angewendete Zahl, die auch in den „Unter-
suchungen zur Tragfähigkeit der Luft bei der Wind-
sichtung“ [161] Bestätigung findet.

This ratio of air quantity to the quantity of separator
material is a number applied in separator practice
and explained in "Investigations Concerning the Car-
rying Capacity of Classifying Air" [161].

Praktische Erfahrungen zeigen, daß eine erfolgreiche Klassierung eines feinkörnigen Sichtgutes nur bei einem bestimmten Materialgehalt in der Sichtluft möglich ist, d. h., daß das Mengenverhältnis von Sichtgut zu Sichtluft nicht überschritten werden darf. Bei Überschreitung dieses Verhältnisses, d. h. bei Überlastung des Windsichters z. B. durch Vergrößerung der Umlaufmenge kommt es zu beträchtlichen Fehlaustragungen von Feinkorn im Grobgut, weil die Tragfähigkeit der Luft — ebenso wie bei der pneumatischen Förderung — nicht unbegrenzt ist.

Es kommt vor allem darauf an, eine möglichst gleichmäßige Verteilung des Sichtgutes über den Sichtraumquerschnitt zu erreichen. Deshalb ist es wichtig, dem Streumechanismus des Windsichters besondere Aufmerksamkeit zu schenken. Dieser Umstand führte zu einer Reihe von verschiedenen konstruktiven Lösungen der Sichtgutaufgabe und Sichtgutzerstreuung.

Practical experience shows that a successful classification of fine particle size material is attainable only at a certain content of material in the classifying air; this means that the quantity ratio of the separator material to the separator air must not be exceeded. Exceeding this ratio by overcharging the separator e. g. by increasing the circulating load, causes considerable reduction of classification rate, leaving a superabundance of fine particles in the separator tailings. As in pneumatic conveying, the carrying capacity of air is not unlimited.

Above all, the point is to obtain an ideally uniform distribution of the separator feed over the cross-sectional area of the separating zone. This is the reason for the various designs of feeding and dispersion arrangements for the separator feed.

16. Naßmahlung im geschlossenen Kreislauf

Seit längerer Zeit wird in der Zementindustrie Naßmahlung im geschlossenen Kreislauf betrieben; Vibrationssiebe und Naßzyklone werden als Klassiermaschinen verwendet.

Eine verhältnismäßig neue Klassiereinrichtung für Naßmahlung im geschlossenen Kreislauf ist das sogenannte DSM Sieb [162] eine Neuentwicklung der Holländischen Staatsbergwerke (Dutch State Mines), Limburg, Holland, für Verwendung in deren Kohlenwaschanlagen.

Die Arbeitsweise des DSM Siebes beruht darauf, daß der zu klassierende Schlamm mit hoher Geschwindigkeit über die Oberfläche von Stahlsiebstäben ausgestrahlt wird. Die Innenseite des Rundsiebes ist die Arbeitsfläche. Für Grobmahlung beträgt der Abstand der Siebstäbe 2 mm. Wegen der hohen Schlammgeschwindigkeit beträgt die maximale Korngröße, die durch die 2 mm weite Öffnung hindurchgeht, nur 1 mm im Durchmesser. Diese Erscheinung verhindert die Verstopfung des Siebes, hat eine schnelle Arbeitsweise und damit verbunden eine hohe Siebkapazität zur Folge. Die Sieboberfläche besteht aus drei 90°-Sektionen, von denen jede 800 mm lang ist.

16. Wet grinding in closed circuit

Closed circuit slurry grinding systems applying vibrating screens and wet cyclones as classifiers have been in use in the cement industry for some time.

A relatively new classifier for closed circuit slurry grinding is the DSM Screen [162], an original development of the Dutch State Mines, Limburg, The Netherlands, for use in their coal washeries.

The DSM Screen operates by passing the slurry to be classified at high speed across the surface of steel screen bars. The inside of the curved screen is the working surface. The apertures of the steel bars for coarse grinding are spaced 2 mm. Because of the velocity of the slurry the maximum particle size passing the aperture of 2 mm is only 1 mm in diameter. Due to this phenomenon, tendency toward screen blinding is nil and very rapid operation occurs; the result is high screen capacity. The screening surface consists of three 90° segments, each 800 mm long.

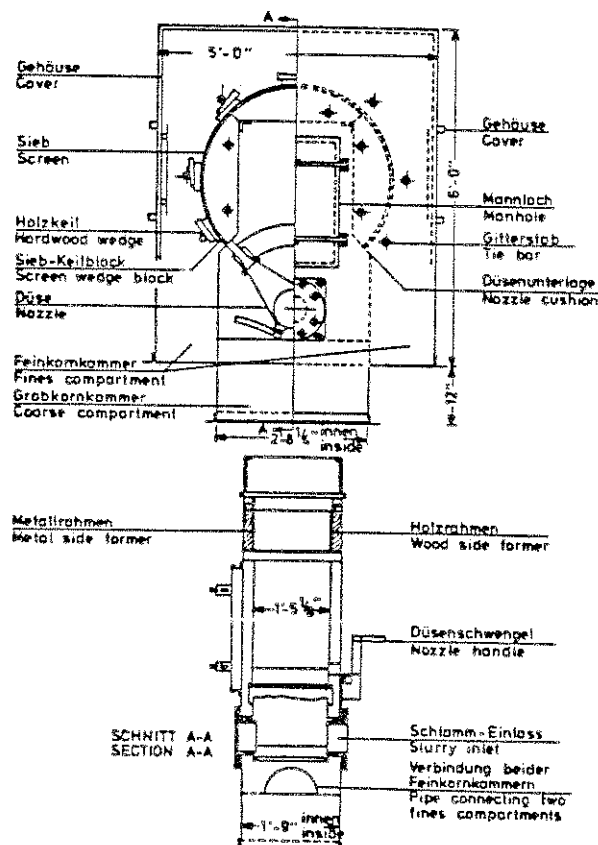
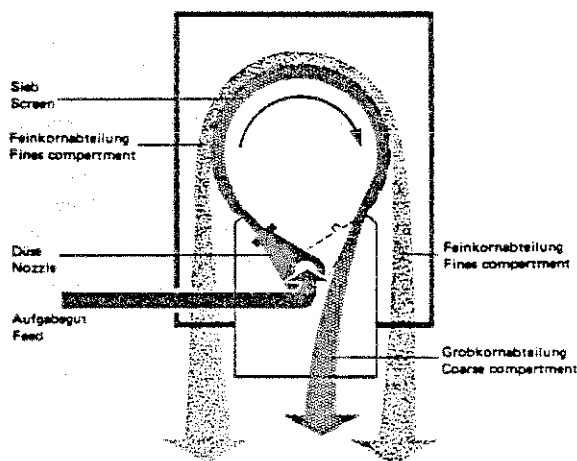


Fig. 16.1. Schematische Darstellung des DSM Siebes

Fig. 16.1. Schematic view of the DSM Screen

Für die Naßmahlung von Zementschlamm wird fast ausschließlich ein 270° Siebsegment verwendet, mit Sieböffnungen von 0.3 oder 0.8 mm. Eine schematische Darstellung des DSM Siebes ist in Fig. 16.1. gezeigt.

Der unter Pumpendruck aus einer Düse austretende Schlammstrahl bewegt sich entlang dem 270° Siebsegment. Angetrieben durch die Zentrifugalkraft gehen die Feinanteile durch die Sieböffnungen hindurch, während die Grobkörper die Kreisbahn beenden und in eine Rinne abfließen. Der Feinschlamm wird in zwei miteinander verbundenen Abteilungen zu beiden Seiten des Siebes aufgefangen. Die Arbeitsweise des DSM Siebes ist schematisch in Fig. 16.2. dargestellt.



For the fine separations required for cement slurry a 270° screen with apertures 0.3 or 0.8 mm wide is generally used. A schematic arrangement of the Dorr-Oliver 270° DSM Screen is shown in Fig. 16.1.

The stream of slurry emerging from a nozzle under pump pressure travels the full 270°. Due to the centrifugal force the product of fines flows through the screen, while the slurry coarses complete the circle to a tailing launder. The fines are collected in compartments on both sides of the screen. The DSM Screen operation is schematically shown in Fig. 16.2.

Fig. 16.2. Schematische Arbeitsweise des DSM Siebes

Fig. 16.2. Operational flow-chart of the DSM Screen

Mit Hilfe des DSM Siebes können Sichtungen — bis zu Korngrößen und Schlammwassergehalt herab — durchgeführt werden, die mit vergleichbaren Siebflächen und normaler Siebpraxis nicht zu erreichen sind.

Das DSM Sieb ist in einem Gehäuse eingebaut. Die Schlammdüse ist umkehrbar, um die Abnutzung des Siebes auszugleichen.

Siebgröße: Für eine Leistung von 55–60 t/h Schlammumsatz (Gewicht der Trockensubstanz) und für einen Klassierungsbereich von etwa 0.10–0.15 mm Sieböffnung beträgt der Siebdurchmesser

With the DSM Screen, separations can be made at sizes and water content which are impossible with comparable areas of screen in normal screening practice.

The DSM Screen surface is enclosed in a housing. The slurry nozzle can be reversed to equalize screen wear.

Screen size: For separations in the 100–150 mesh range and capacities of 55–60 t/h (weight of dry material), the size of the screen is 107 cm in diameter (270° segment) and 51 cm wide, providing an effective

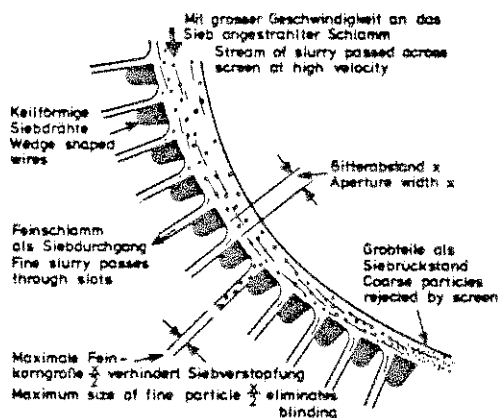


Fig. 16.3. DSM-Feinklassierungssieb

Fig. 16.3. DSM fine separation screen

16.1. Beispiele von DSM-Siebleistungen

107 cm (270° Kreissegment), bei einer Breite von 51 cm; die Arbeitsfläche des Siebes ist 1.28 m². Fig. 16.3. zeigt einen Querschnitt durch die Siebstäbe; die Abbildung zeigt ebenfalls schematisch die Wirksamkeit des Siebes bei Feinklassierung.

16.1. Beispiele von DSM-Siebleistungen

Beispiel 16.1.

Eine Rohrmühle, die im offenen Kreislauf eine Mahlleistung von 41.5 t/h (Trockensubstanz) hatte, wurde mit einem DSM Sieb verbunden, um im geschlossenen Kreislauf zu mahlen. Dadurch wurde die Mühlenleistung auf 59 t/h gesteigert, also um 42 %. Der Mühlenenergieverbrauch blieb derselbe wie bei Mahlung im offenen Kreislauf, nur die Schlammpumpe zum Sieb hatte einen zusätzlichen Leistungsbedarf von 40 PS.

Beispiel 16.2.

Größe der Rohrmühle 2.28 m × 11.55 m
Einkammer-Mühle, Mühlenantrieb 820 PS.
Mahlgut: Kalkstein mit Silikateinschlüssen und Ton.
Leistungsbedarf für Schlammpumpe zum Sieb: 25 PS.

Düse: Mehrfachdüse; gesamte Düsenöffnung
1.59 cm × 20.3 cm, d. i. 32.3 cm²
Düsendruck 1.40 – 1.75 kg/cm²
Sieböffnung 0.3 mm

Leistung: im offenen Kreislauf 41.5 t/h
im geschlossenen Kreislauf 63.7 t/h (Trockensubstanz); Leistungssteigerung 53 %.

Beispiel 16.3.

Mühlenabmessungen 2.12 m × 12.16 m
Mühlenantrieb 750 PS; Zweikammer-Mühle.
Mahlgut: harter kristallinischer Kalkstein und Ton
Antrieb für Siebpumpe 50 PS
Düse 1.42 cm × 33 cm = 47 cm²
Düsendruck 1.75 kg/cm²
Sieböffnung 0.3 mm

Wassergehalt im Schlamm:	
DSM Sieb-Aufgabegut	31 %
Grobgut	29 %
Feingut	37.5 %
Schlamm im offenen Kreislauf	38 %
Leistung: im offenen Kreislauf	28 t/h
im geschlossenen Kreislauf	65 t/h
Leistungssteigerung	132 %

Das DSM Sieb als solches ist kein Energieverbraucher; zur Speisung der Düse ist jedoch zusätzliche Energie notwendig. Jeder pumpfähige Schlamm läßt sich auf diesem Sieb zufriedenstellend klassieren. Die Umlaufmengen betragen 100 bis 200 % abhängig von Mühlenleistung und anderen Einflußgrößen.

16.1. Examples of DSM-Screen performance

screening area of 1.28 m². Fig. 16.3. shows a cross section through the screen wires and illustrates the screen's effectiveness for fine separation.

16.1. Examples of DSM-Screen performance

Example 16.1.

A tube mill operating in open circuit with an output of 41.5 t/h (dry substance) was connected to a DSM Screen for grinding in closed circuit. The increase in mill capacity was 59 t/h, thus 40 %. Mill power consumption was the same as in open circuit grinding; the pump operation required an additional 40 HP.

Example 16.2.

Tube mill size 2.28 m × 11.55 m
one compartment mill; mill drive 820 HP
Material ground: Limestone with free silica and clay.
Power drawn by pump feeding DSM Screen: 25 HP

Nozzles: Split nozzle totalling
1.59 × 20.3 cm, i.e. 32.3 cm²;
nozzle pressure: 1.40 – 1.75 kg/cm²
Screen: 0.3 mm aperture.

Output: Open circuit, 41.5 t/h
Closed circuit, 63.7 t/h (dry substance)
Increase: 53 percent

Example 16.3.

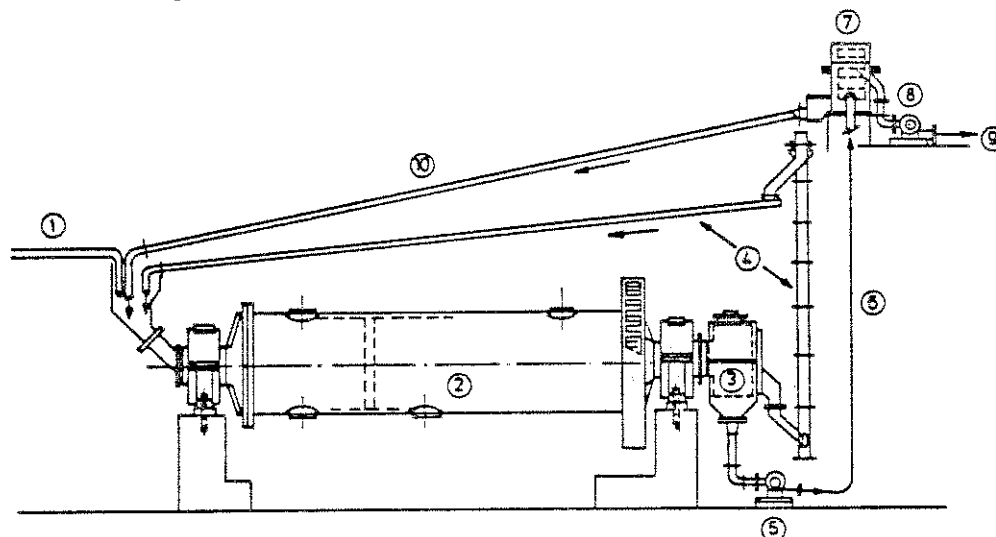
Mill size: 2.12 × 12.16 m;
mill drive 750 HP; two compartment mill.
Material ground: Hard crystalline limestone and clay.
Power drawn by pump feeding DSM Screen: 50 HP.
Nozzle: 1.42 × 33 cm, i.e. 47 cm²
Nozzle pressure: 1.75 kg/cm²
Screen: 0.3 mm aperture

Percent moisture in slurry:	
DSM Screen feed	31 %
Coarse product	29 %
Fine product	37.5 %
Open circuit slurry	38 %
Output: Open circuit	28 t/h
Closed circuit	65 t/h
Capacity increase	132 %

The DSM Screen consumes no power directly, but additional horsepower is required to pump the slurry. Any slurry which can be pumped, will classify satisfactorily. Circulating loads vary from 100 to 200 %, depending on mill performance as well as on other related factors.

16.2. Mahlschema mit DSM-Sieb

Fig. 16.4. zeigt ein Fließschema eines im geschlossenen Kreislauf arbeitenden Zementrohschlamm-Mahl-systems, mit Rohrmühle, DSM Sieb, Becherwerk für Mühlenüberkorn und Pumpen.



- 1 Mühlenaufgabegut = Mill feed
- 2 Rohrmühle 2.3 m × 12.2 m, 900 PS = Raw slurry mill, 2.3 × 12.2 m, 900 HP
- 3 Mühlenrundsieb, Sieböffnungen 6.3 × 25.4 mm = Trommel with 6.3 × 25.4 mm
- 4 Becherwerk und Rinne zur Rückaufgabe von Mühlenüberkorn = Bucket elevator and sluice to return tramp oversize particles
- 5 DSM Siebpumpe, Antriebsmotor 50 PS = Classifier pump, 50 HP motor drive

Fig. 16.4. Mahlschema mit DSM Sieb

16.2. Grinding flow chart with DSM-Screen

Fig. 16.4. shows a flow chart of a closed circuit slurry grinding arrangement, with tube mill, DSM Screen, oversize particle elevator, and pumps.

- 6 200 mm NW Schlammleitung zum DSM Sieb = 200 mm slurry line to DSM Sieve
- 7 DSM Sieb = DSM Sieve
- 8 Feingutpumpe, Antriebsmotor 25 PS = Fines pump, 25 HP motor drive
- 9 200 mm NW Schlammleitung zum Lagertank = 200 mm finished slurry line to storage tank
- 10 200 mm NW Grobkorn Umlaufleitung zur Mühle = 200 mm return line for coarse product circulating load

Fig. 16.4. Grinding flow-chart with DSM Screen

16.3. DSM-Sieb im Betrieb

Eine von der Dorr-Oliver Gesellschaft durchgeführte Umfrage bei 12 Zementwerken, welche DSM Siebe für geschlossene Kreislaufmahlung installierten, ergab im Bericht eine Leistungssteigerung von 29.3 % im Vergleich mit Mahlung im offenen Durchgang. Hierbei wurde auch der Gehalt an Überkorn größer als 0.3 mm durchschnittlich um 71 % herabgesetzt.

Die durchschnittlichen Unterhaltskosten betragen pro Tonne Zement:

Ersatz von Siebsegmenten	2.60 US-Cents
Ersatz von Düsen	0.26 US-Cents
Ersatz von Schutzblechen	0.05 US-Cents
Zusammen Unterhaltskosten	2.91 US-Cents

Die damit verbundenen Lohnkosten sind 0.31 Cents; die gesamten Unterhaltskosten des Siebes betragen somit 3.22 US-Cents pro Tonne Zement.

Die Siebaufgabepumpe verbraucht 1.55 PSh/t. Der Mühlenbetrieb im offenen Durchlauf verbraucht

16.3. DSM-Screen operations

According to Dorr-Oliver, Inc., a survey covering 12 cement plants which installed DSM Screens for closed circuit grinding showed an overall capacity increase of 29.3 % compared to open circuit. The average reduction in plus 50 mesh material was 71 %.

As to screen maintenance the average cost per ton of cement is:

For replacement of screen segments	2.60 cents
For replacement of nozzles	0.26 cents
For replacement of wear plates	0.05 cents
Together maintenance	2.91 cents

Labor is estimated at 0.31 cents per ton for a total screen maintenance figure of 3.22 cents per ton of cement.

The screen feed pump averages 1.55 HPh/t. The mill connected HP in open circuit averages 19.3 HPh/t. In

16.4. Zement-Rohschlamm

durchschnittlich 19.3 PSh/t. Im geschlossenen Mahlkreislauf mit Sieben beträgt diese Zahl 14.9 PSh/t, was einer Einsparung von 4.40 PSh/t gleichkommt. Die Nettoeinsparung ist dann $4.40 - 1.55 = 2.85$ PSh/t oder 2.13 kWh/t. Bei einem Preis von 4.5 Cent/kWh ergibt sich eine Kraftersparnis von 9.6 Cents/t. Wie oben bereits angeführt, betragen die Unterhaltskosten 3.22 Cents/t. Daraus folgt eine netto Einsparung für das 270° DSM Mahlkreislaufsieb von 6.38 Cents/t Zement. Noch wichtiger als diese Ersparnis ist die Herabsetzung des Gehalts von 0.3 mm Überkorn im Mahlprodukt. Die Herabsetzung von Überkorn im Ofenschlamm verringert einen eventuellen Gehalt an Schwachbrand-Einschlüssen im Klinker. Einige Erzeuger berichten über eine gesteigerte Ofenproduktion von fast 30 % mit denselben Mahlanlagen. Bis jetzt wurden 160 DSM Siebe an die Zementindustrie in den Vereinigten Staaten verkauft [163].

16.4. Cement slurry

closed circuit with screens it is 14.9 HPh/t, or a saving of 4.40 HPh/t. The net saving is $4.40 - 1.55 = 2.85$ HPh/t, or 2.13 kWh/t. At 4.5 cents per kWh this results in a net power saving of 9.6 cents/t. The screen maintenance is 3.22 cents as above. Therefore the net saving for the 270° DSM closed circuit system is 6.38 cents/t of cement. More important than the net saving is the reduction in plus 50 mesh material in the product. The reduction of oversize material to the kiln reduces the number of unburnt cores in the clinker. Some plants report an increased kiln output of almost 30 % with the same grinding equipment. At the present time 160 DSM Screens have been sold to the cement industry in the United States [163].

16.4. Zement-Rohschlamm

Gewichte und Volumina für Wassergehalte von 29–45 %. Metrisch (siehe Tabelle 16.4.1.):

16.4. Cement slurry

Weights and volumes for water contents from 29–45 %. Metric units (see table 16.4.1.):

Tabelle 16.4.1.

Table 16.4.1.

Spezifisches Gewicht der Trockensubstanz: 2.4 Specific gravity of solids: 2.4																		
Wasser Water	%	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Schlamm Slurry	kg/m ³	1707	1691	1675	1658	1642	1627	1610	1597	1582	1566	1551	1538	1525	1511	1498	1485	1472
Trockengut Solids	kg/m ³	1212	1184	1156	1128	1100	1074	1047	1022	997	971	946	923	900	877	854	832	810
Wasser Water	kg/m ³	495	507	519	530	542	553	563	575	585	595	605	615	625	634	644	653	662

Spezifisches Gewicht der Trockensubstanz: 2.5 Specific gravity of solids: 2.5																		
Wasser Water	%	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Schlamm Slurry	kg/m ³	1740	1723	1706	1688	1671	1654	1637	1623	1607	1590	1574	1561	1548	1532	1518	1504	1491
Trockengut Solids	kg/m ³	1236	1206	1177	1148	1120	1092	1064	1039	1013	986	960	937	913	889	865	842	820
Wasser Water	kg/m ³	504	517	529	540	551	562	573	584	594	604	614	624	635	643	653	662	671

16. Naßmahlung im geschlossenen Kreislauf

16. Wet grinding in closed circuit

Spezifisches Gewicht der Trockensubstanz: 2.6 Specific gravity of solids: 2.6																		
Wasser Water	%	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Schlamm Slurry	kg/m ³	1777	1757	1740	1721	1703	1685	1668	1651	1634	1616	1601	1586	1571	1554	1540	1526	1510
Trockengut Solids	kg/m ³ Schlamm Slurry	1262	1230	1201	1170	1141	1112	1084	1057	1030	1002	977	952	927	901	878	855	831
Wasser Water	kg/m ³ Schlamm Slurry	515	527	539	551	562	573	584	594	604	614	624	634	644	653	662	671	679

16.a. Vorhomogenisierung

Solange Zementwerke verhältnismäßig geringe Rohmaterialmengen verarbeiten, war es möglich, dort wo die Hauptkomponente, der Kalkstein, beträchtliche Schwankungen im CaCO_3 -Gehalt aufwies, diese Streuungen durch selektiven Abbau im Steinbruch einigermaßen zu reduzieren. Mit wachsender Produktionskapazität der Zementwerke jedoch, erwies sich der selektive Steinbruchbetrieb als unwirtschaftlich und man war gezwungen sich nach anderen Methoden der chemischen Vergleichsmäßigung des Kalksteines oder eventuell auch anderer Rohstoffkomponenten umzusehen. Diese Methoden der Rohstoffgleichsmäßigung waren in der Erzaufbereitung sowie in anderen Industrien bereits seit 1905 in Anwendung und wurden später von der Zementindustrie übernommen.

Meistens wird nur die Hauptkomponente des Zementrohmaterials, d. i. der Kalkstein, vorhomogenisiert. Die Ton- oder Mergelkomponente ist in der Mehrzahl der Fälle chemisch homogen, obwohl eine Anzahl von Zementwerken gezwungen ist, auch diese Komponenten einer Vorhomogenisierung zu unterziehen. Solche Rohstoffkomponenten wie Quarzsand oder Eisenerz sind fast immer homogen und erfordern daher keine Vergleichsmäßigung. Wird granuliert Hochofenschlacke zur Zementerzeugung benutzt, so ist es vorteilhaft, auch dieses Material einer Vorhomogenisierung zu unterziehen.

Methoden der Vorhomogenisierung

Die Vorhomogenisierung kann in zwei Gruppen eingeteilt werden:

1. Gemeinsame Vorhomogenisierung der Rohstoffkomponenten
2. Gesonderte Vorhomogenisierung der einzelnen Rohstoffkomponenten

Die gemeinsame Vorhomogenisierung der Rohstoffkomponenten erfordert Komponenten von ausgeglichener chemischer Zusammensetzung. Die Dosierung der Komponenten erfolgt vor dem Mischbett. Ungleichförmige Kornzusammensetzung der Komponenten kann jedoch teilweise Entmischung verursachen, die zu einer zeitweiligen chemischen Abweichung des Rohmehles vom Sollwert führt. Diese Methode liefert nicht so gute Ergebnisse wie die Vorhomogenisierung der einzelnen Komponenten und ist auch wenig in Anwendung.

Die gesonderte Vorhomogenisierung der Rohstoffkomponenten ist die in der Zementindustrie am meisten angewendete Methode der Vergleichsmäßigung. Die einzelnen vorhomogenisierten Komponenten werden entsprechend der projektierten chemischen Zusammensetzung des Rohmehls (Berechnung der Rohmehlzusammensetzung siehe Kapitel 2) propor-

16.a. Prehomogenization

In past cases, where the main component of the cement raw material (usually limestone), showed considerable fluctuations in the CaCO_3 -content, and as long as relatively low quantities of raw materials were processed in cement plants, selective quarrying was applied, to reduce to some extent fluctuations in the limestone's chemistry. With increasing production capacity of the cement plants, selective quarrying became uneconomical, and therefore, the cement industry was looking for other methods for the prehomogenization of cement raw material components. These methods of raw material prehomogenization were already known and applied since 1905 in the ore dressing as well as in other industries, before they were employed in the cement industry.

Prehomogenization is mostly applied to the main component of the cement raw material, namely the limestone. The argillaceous component is predominantly homogeneous, although many cement plants have to prehomogenize also this component. Such raw material components as silica sand and iron ore are almost always homogeneous, and do not require prehomogenization. In cases where granulated high furnace slag is employed in the process of cement manufacture, it is useful to prehomogenize also this component.

Methods of prehomogenization

Prehomogenization can be divided into two groups:

1. Combined prehomogenization of the raw material components
2. Segregated prehomogenization of the particular raw material components

Combined prehomogenization of raw material components requires components of balanced chemical composition. The proportioning of the components is performed before stacking the stockpile. Irregular particle size composition of the components, however, can cause partial segregation, resulting in temporary chemical deviation of the raw mix from the set point. This method which is not much in use, does not yield such high quality results as prehomogenization of the particular components.

Segregated prehomogenization of the raw material components is the most applied method of preblending in the cement industry. According to the projected chemical composition of the raw mix (calculation of the raw mix composition see chapter 2), the particular prehomogenized components, after proportioning them via feed bins and weigh feeders, are fed

tioniert und über Zuteilbehälter und Dosierbandwagen der Rohmühle aufgeben. Die chemische Analyse des die Rohmühle verlassenden Rohmehles gibt Auskunft über eventuell vorzunehmende Korrekturen.

Bis zu 25 mm Korngröße zerkleinertes Material wird für Mischbetten verwendet. Die Qualität des Mischbettes wird durch die Art und Weise der Aufschüttung bestimmt. Die Bildung von Mischbetten erfolgt gewöhnlich entlang einer Längsachse (Längshalden), während der Abbau in Querrichtung erfolgt. Ist nicht genügend Platz vorhanden, so erfolgt die Aufschüttung ringförmig (Ring- oder Rundhalden). Die Investitionskosten von Rundhalden sind jedoch um 30–40 % höher, als die von vergleichbaren Längshalden.

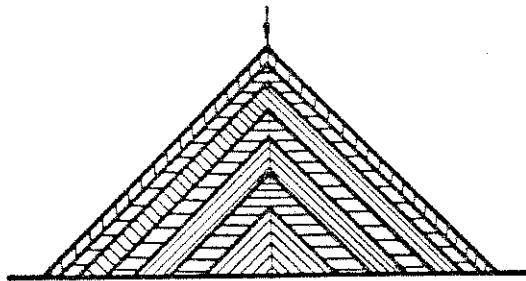
A. Aufbau von Mischbetten

a. Längshalden

Die folgenden Methoden der Aufschüttung von Mischbetten sind in Anwendung:

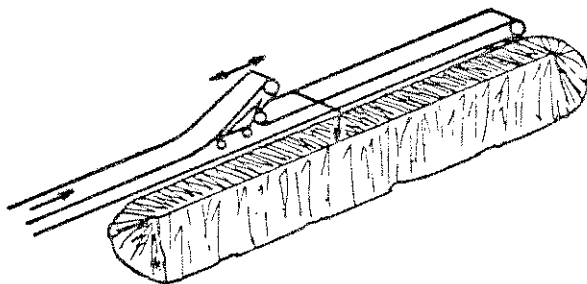
1. Dachaufbau (Chevron-Methode)

Das meist verbreitete Mischbett ist der dachförmige Aufbau der Halde. Das Material wird in einzelnen Schichten über die ganze Länge des Mischbettes aufgeschüttet, wie dies in Fig. 16.a.1. dargestellt ist.



Die Aufschüttung dieses Mischbettes erfolgt entweder über ein Transportband mit Abwurfwagen (siehe Fig. 16.a.2.) oder über einen entlang des Mischbettes fahrbaren Bandabsetzer (siehe Fig. 16.a.3. und 16.a.3.a.); dabei werden die einzelnen Materialschichten dachförmig übereinander gelegt.

Die Aufschüttung ist einfach, da entlang des Mischbettes nur von einem Punkt aufgeschüttet wird. Die Geschwindigkeitsregelung der Absetzgeräte erscheint theoretisch notwendig zu sein, um die



into the raw grinding mill. The chemical analysis of the raw mix leaving the raw mill, supplies information as to what corrective measures should be taken.

Crushed material with a particle size of up to 1 inch, is used for stockpiling the blending beds. The quality of the blending bed depends on the method of stockpiling. Usually, the stacking of blending beds is performed along a longitudinal axis (longitudinal stockpiles), whereas reclaiming of the stockpile is completed in the transverse direction, i.e. by cross-cutting. With no sufficient space available, blending beds can be erected in a circular way (circular or round stockpiles). However, investment costs of circular stockpiles are about 30–40 % higher than that of comparable longitudinal stockpiles.

A. Stacking of blending beds

a. Longitudinal stockpiles

The following stockpiling methods of blending beds are employed:

1. Roof-type stockpiles (Chevron-method)

The most frequently employed blending bed is the roof-type structure of the stockpile. The material is piled up in individual layers along the total length of the blending bed, as is shown in Fig. 16.a.1.

Fig. 16.a.1. Dachförmiger Aufbau eines Mischbettes (Chevron-Methode)

Fig. 16.a.1. Roof-type stockpiling of a blending bed (Chevron-method)

Stockpiling of a blending bed is performed either by a belt conveyor with tripper (see Fig. 16.a.2.), or by a stacker with a rigid boom, which moves alongside the stockpile (see Fig. 16.a.3. and 16.a.3.a.). With this method of stockpiling, the particular material layers are roof-shaped and deposited one upon the other.

The stockpiling is simple, since only one discharge point is used along the length of the blending bed. Theoretically, the moving speed of the stacker should be controlled in order to obtain the required thick-

Fig. 16.a.2. Haldenaufbau mit Transportband und Abwurfwagen

Fig. 16.a.2. Longitudinal stockpiling with belt conveyor and tripper

erwünschte Dicke der Materialschichten zu erzielen. Die Praxis hat jedoch gezeigt, daß auch ohne Geschwindigkeitsregelung eine gleichmäßige Halde aufgebaut werden kann, weil die Materialmengen- und fuhrschwankungen zufallsverteilt erfolgen. Bei ungleicher Korngröße des Materials kann es vorkommen, daß bei dieser Methode das Grobkorn nach unten rollt und der untere Teil des Mischbettes mit Grobkorn angereichert wird.

ness of the material layers. However, practical experience has proved that uniform stockpile is built up even without such a speed-control system, because the fluctuations in the material feed quantity are randomly distributed. If the material particles are unequally sized, it can happen that with this method the coarser particles roll down on the slope to the base of the blending bed, thus causing an accumulation of coarse particles in this area.

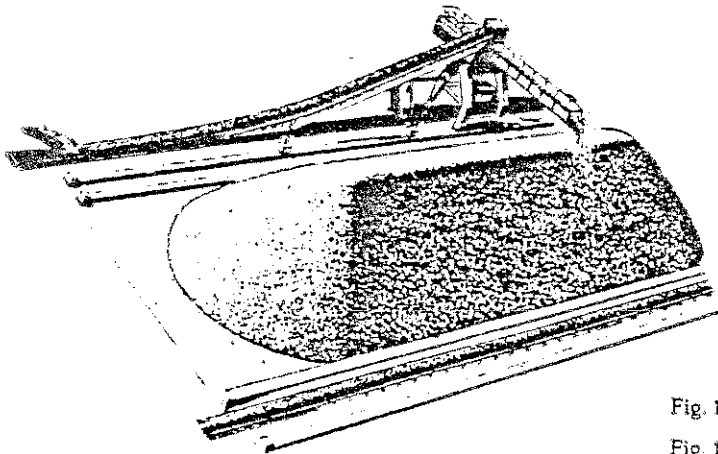


Fig. 16.a.3. Mischbettaufbau mit Bandabsetzer

Fig. 16.a.3. Stockpiling with boom stacker

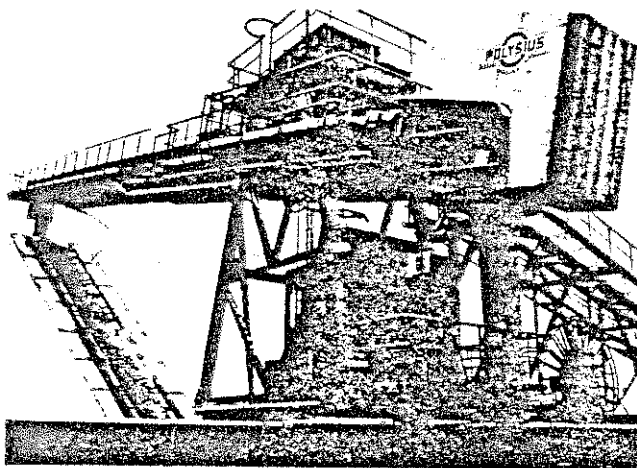


Fig. 16.a.3.a. Mischbettaufbau mit Bandabsetzer

Fig. 16.a.3.a. Stockpiling with boom stacker

2. Zeilenaufbau (Windrow-Methode)

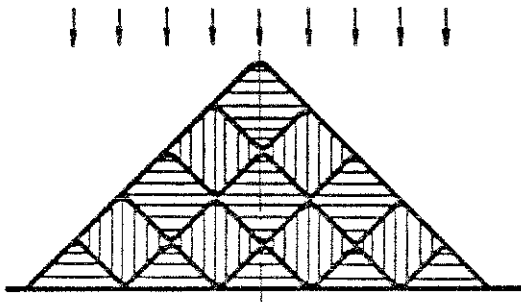
Um den Nachteil der Grobkornanreicherung bzw. Kornentmischung zu vermeiden, wird in manchen Fällen der Zeilenaufbau des Mischbettes gewählt (siehe Fig. 16.a.4.).

Bei diesem Mischbett liegen die Materialschichten in Längstreifen nebeneinander und übereinander, wobei dem Grobkorn nur wenig Möglichkeit gegeben wird sich zu entmischen. Je mehr Zeilen geschüttet werden, desto geringer ist der Korngrößenunterschied. Dieser Mischbettaufbau erfordert jedoch teurere, versetzbare Bandabsetzer, da hierbei eine Reihe von Absetzpositionen erforderlich ist (siehe Pfeile in Fig. 16.a.4.).

2. Line-type stacking (Windrow-method)

To avoid the disadvantage of coarse particle accumulation or particle size segregation, the Windrow-method of stockpiling is sometimes selected (see Fig. 16.a.4.).

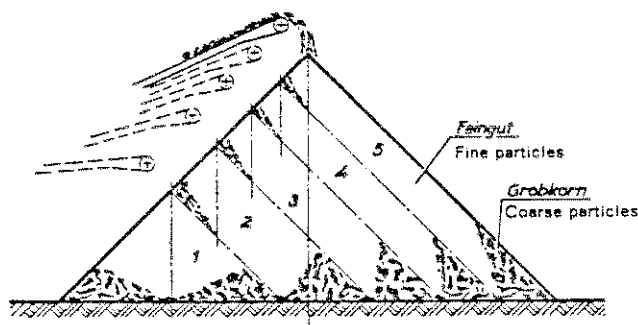
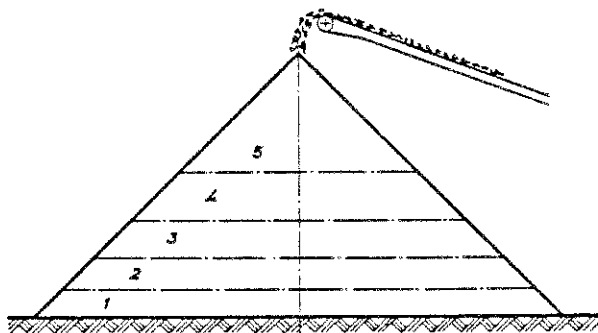
This type of blending bed is characterized by distributing the material layers in the form of longitudinal stripes, side by side, and one upon another, so that the coarse particles have little chance to segregate. The particle size difference decreases with increasing numbers of material lines. However, this method of stockpiling requires more expensive and transferable belt stackers, since a row of piling positions are required for this purpose (see arrows in Fig. 16.a.4.).



Jedoch besteht im Hinblick auf das Vorhomogenisieren praktisch kein Unterschied zwischen der Windrow- und der Chevron-Methode.

Es gibt noch eine Reihe anderer Methoden des Aufbaues von Mischbetten, und zwar:

3. Flächenaufbau (Fig. 16.a.5.)
4. Längsstreifenaufbau (Fig. 16.a.6.)
5. Kontinuierliche Aufschüttung (Fig. 16.a.7.)
6. Wechselnde Aufschüttung (Fig. 16.a.8.)



Die unter 3–6 genannten Mischbett-Aufbaumethoden werden je nach den örtlichen und qualitativen Verhältnissen der Rohstoffe gewählt bzw. empfohlen, in der Überzeugung, mit der einen oder der anderen Methode bessere Mischeffekte zu erzielen.

Im allgemeinen jedoch sind diese Methoden wegen der niedrigen Vorhomogenisierungsleistung nur begrenzt verbreitet.

Fig. 16.a.4. Zeilenaufbau eines Mischbettes (Windrow-Methode)

Fig. 16.a.4. Line-type stockpiling (Windrow-method)

Where blending is concerned however, there is no practical difference between the Windrow and the Chevron method.

There exists, additionally, a series of other stockpiling methods of blending beds, namely:

3. Areal stockpiling (Fig. 16.a.5.)
4. Axial stockpiling (Fig. 16.a.6.)
5. Continuous stockpiling (Fig. 16.a.7.)
6. Alternate stockpiling (Fig. 16.a.8.)

Fig. 16.a.5. Querschnitt durch den horizontalen Flächenaufbau eines Mischbettes

Fig. 16.a.5. Cross-section of blending bed consisting of horizontal layers

Fig. 16.a.6. Längsstreifenaufbau eines Mischbettes — Querschnitt (Axiale Aufschüttungsmethode)

Fig. 16.a.6. Longitudinal stripe type structure of a blending bed (axial stockpiling)

The stockpiling methods quoted under items 3–6, are selected or recommended according to local quality conditions of the raw materials with the assumption that one or the other method may result in better blending effects.

Generally, it can be said that these methods due to their low blending effect are in limited use.

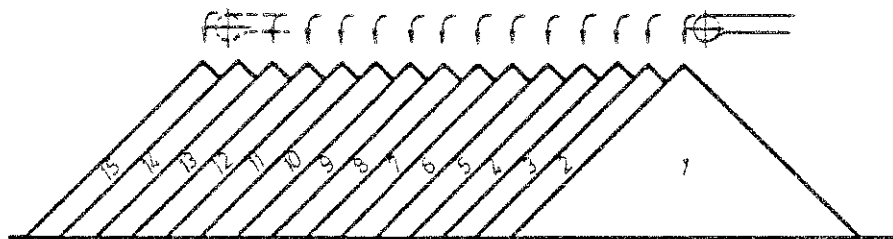


Fig. 16.a.7. Kontinuierliche Aufschüttung eines Mischbettes

Fig. 16.a.7. Continuous stockpiling of a blending bed

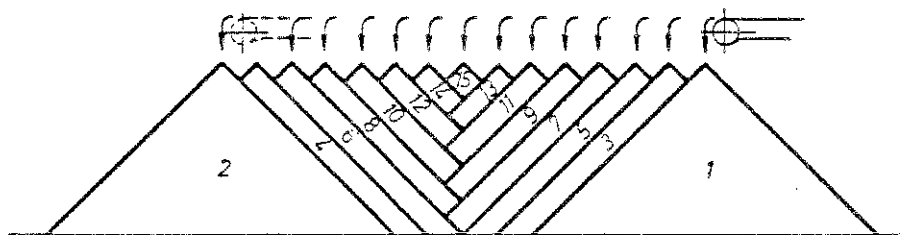


Fig. 16.a.8. Wechselnde Aufschüttung eines Mischbettes

Fig. 16.a.8. Alternate stockpiling of a blending bed

b. Ringhalden (Kreislager)

Der Aufbau einer Ringhalde erfolgt über ein Transportband, das im Mittelpunkt der Ringhalde schwenkbar ist (Fig. 16.a.9.). Der Querschnitt des Ringhalden-Mischbettes kann dreieckig oder auch trapezförmig sein. Bei Ringhalden kommen als Aufbauverfahren vor allem die Chevron-Methode (Dachaufbau), die Windrow-Methode (Zeilenaufbau) und die Flächenaufschüttung in Anwendung. Beim Zeilenaufbau von Ringhalden ist der Durchmesser der äußeren Zeilen größer als der der inneren Zeilen, was sich unter Umständen auf die Vergleichmäßigung nachteilig auswirken kann.

Ist die Zuführung von Material vom Brecher zum Mischbett gleichförmig, dann sind auch die Dimensionen der Schichten, Zeilen oder Lagen gleich und man erhält so in jedem Querschnitt des Mischbettes eine durchschnittliche bzw. vergleichmäßige Qualität des Materials.

b. Circular blending beds

The stockpiling of a circular blending bed is performed by a belt conveyor which is swivel-mounted in the bed's center point (Fig. 16.a.9.). The cross-section of a circular stockpile can be either triangular or trapezoidal. The most used stockpiling methods for circular blending beds are the Chevron-method, the Windrow-method, and the bed structure with horizontal layers. Circular blending beds with Windrow-structure show that the diameter of the outer rows is larger than that of the inner ones, which, in certain cases, can disadvantageously influence the blending.

Regular supply of the material from the crusher to the blending bed results in equal dimensions of the layers, stripes, or strata, and thus, each cross-section of the stockpile represents an average or equalized quality of the material.

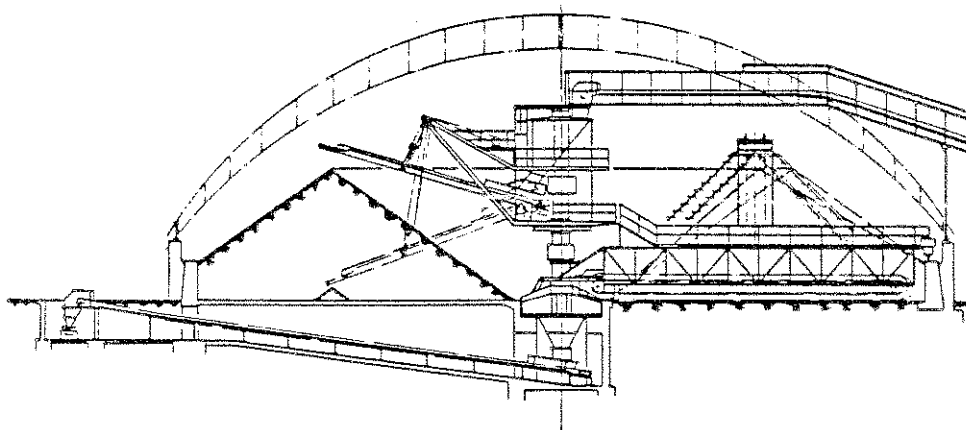


Fig. 16.a.9. Stationäres Schwenkband und Schwenkkratzer zum Auf- und Abbau einer Ringhalde

Fig. 16.a.9. Stationary revolving belt and scraper for stacking and reclaiming of a circular blending bed

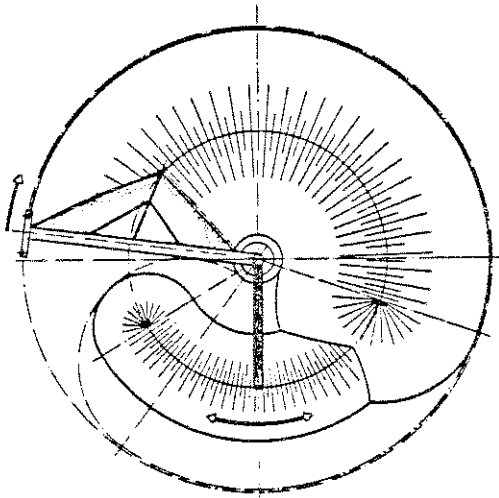


Fig. 16.a.9.a. Ringhalde mit sektionsweiser Chevron-Aufschüttung

Fig. 16.a.9.a. Circular blending bed with section style Chevron stacking

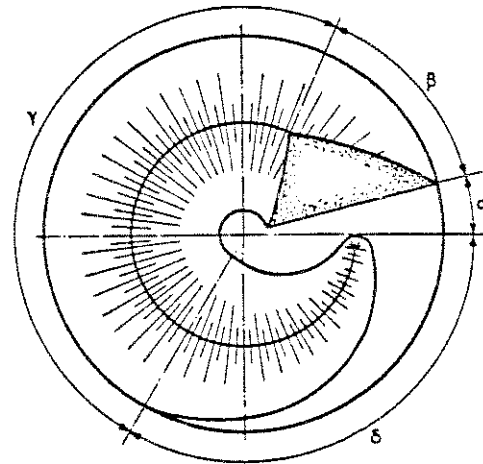


Fig. 16.a.9.b. Ringhalde mit kontinuierlicher Chevron-Aufschüttung

Fig. 16.a.9.b. Circular blending bed with continuous Chevron stacking

In den meisten Fällen werden Ringhalden nach der Chevron-Methode aufgebaut und nur in wenigen Fällen nach der Windrow-Methode. Im Prinzip wird bei der Ringhalde mit zwei verschiedenen Formen von Chevron-Aufschüttung gearbeitet, und zwar:

- Chevron, sektionsweise und
- Chevron, kontinuierlich.

Fig. 16.a.9.a. zeigt eine Chevron sektionsbestimmte Ringhalde (F. L. Smidth).

Die Auslegung ist relativ einfach und kann mit einem Längslager verglichen werden.

Diese Methode führt jedoch starke Schwankungen der chemischen Zusammensetzung in der Übergangszone der einen Sektion zur anderen mit sich. Je kleiner die Ringhalde, desto größer wird das Problem, da es häufiger angetroffen wird.

Die heute gebräuchlichste Methode beim Aufbau von ringförmigen Mischbetten ist die kontinuierliche Chevron-Aufschüttung (Fig. 16.a.9.b. F. L. Smidth). Diese Methode hat im Vergleich zum Chevron-Sektionsprinzip folgende Vorteile:

1. Bei gleichem Lagerdurchmesser steht ein größeres, voll homogenisiertes Lagervolumen zur Verfügung.
2. Vollkommen kontinuierliche Stapelung, kein Warten auf einen neuen Sektionsabschnitt.
3. Die Aufbauzone kann dem Vorhomogenisierungsbedarf stufenlos angepaßt werden.
4. Keine Übergangszonen mit daraus erfolgenden Schwankungen der chemischen Zusammensetzung.
5. Möglichkeit eines ständig gefüllten Lagers und die sich hieraus ergebende größere Betriebssicherheit.

In most of the cases circular blending beds are being stacked according to the Chevron method; the Windrow method is applied only in rare cases. Circular blending beds employ basically two different forms of Chevron stacking, namely:

- Section-style Chevron stacking, and
- Continuous Chevron stacking.

Fig. 16.a.9.a. shows a circular blending bed with section-style Chevron stacking (F. L. Smidth).

Stacking is relatively straightforward and can be compared to longitudinal blending beds.

However, this method produces substantial chemical variations in the transitional zones from one section to another. The smaller the circular blending bed the greater the problem, due to increased frequency with which it occurs.

Continuous Chevron stacking is the most common method today applied in circular blending beds (Fig. 16.a.9.b. F. L. Smidth). Compared with section-type Chevron stacking, this method has the following advantages:

1. Provides a larger volume of fully homogenized stored material at the same diameter of the blending bed.
2. Completely continuous stacking, and therefore no waiting for opening of new sections.
3. The stacking zone is infinitely variable to satisfy blending requirements.
4. No transition zones and resultant fluctuations in the chemical composition.
5. Maximum storage capability at all times, resulting in greater operating reliability.

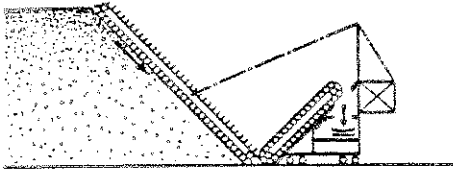
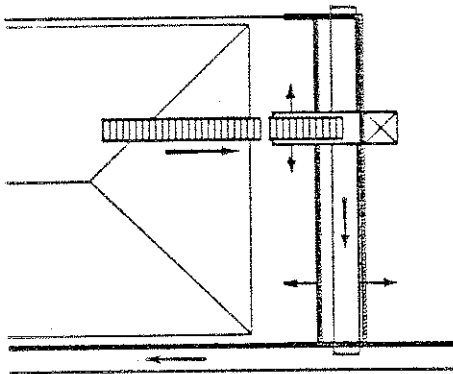


Fig. 16.a.10. Abbaukratzer für stirnseitigen Abbau eines Mischbettes

Fig. 16.a.10. Scraper reclaimer for front and reclaiming of a blending bed



B. Abbau von Mischbetten

Der Abbau von Mischbetten erfolgt hauptsächlich mit folgenden Geräten:

Abbaukratzer
Abbau-Schaukelrad
Disc-Reclaimer bzw. Scheiben Abbaugerät

Die Halden werden meistens von der Stirnseite scheibenweise abgebaut. Jede abgebaute Scheibe entspricht qualitativ dem Durchschnitt des Mischbettes.

Der *Abbaukratzer* besteht aus dem Ausleger und der umlaufenden, mit Kratzern versehenen Kette. Der Kratzerausleger wird in senk- und schwenkbarer Konstruktion ausgeführt. Je nach der Konstruktionsart kann der Abbaukratzer das Mischbett von der Stirnseite oder auch entlang der Längsachse neben der Halde abbauen. Das abgekratzte bzw. abgebaute Gut wird durch Förderbänder den Mühlenspeisesilos zugeführt. Fig. 16.a.10. zeigt einen Abbaukratzer zum stirnseitigen Abbau eines Mischbettes.

B. Reclaiming of stockpiles

The following equipment is mostly in use for reclaiming of stockpiles:

Reclaiming scraper
Reclaiming bucket wheel
Disc reclaimer

In most cases, the stockpiles are reclaimed from the front end in disk-shaped portions. Each reclaimed material disk or slice, is equivalent to the average quality of the blending bed.

The *reclaiming scraper* consists of the boom supplied with the circulating chain furnished with scrapers. The construction of the scraping boom allows for lifting, lowering, and revolving movements. Depending on the type of design, the scraper can reclaim the blending bed from the front end, or by traveling along and adjacent to the longitudinal axis of the stockpile. Belt conveyors then convey the reclaimed material to the mill feed bins. Fig. 16.a.10. shows a reclaiming scraper for front reclaiming of a blending bed.

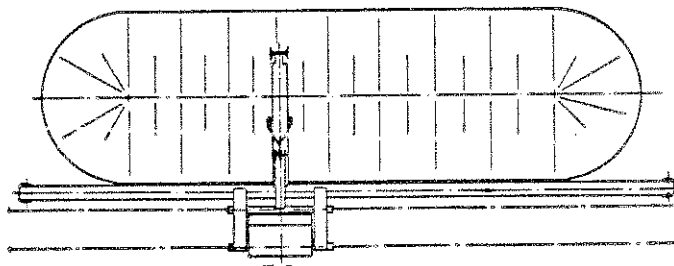


Fig. 16.a.11. Abbaukratzer zum Mischbettabbau entlang der Haldenlängsseite

Fig. 16.a.11. Scraper reclaimer for alongside reclaiming of a blending bed

Fig. 16.a.11. zeigt einen Abbaukratzer, der das Schüttgut längsseitig entlang des Mischbettes abbaut.

Fig. 16.a.11. shows a reclaiming scraper traveling alongside and adjacent to the blending bed.

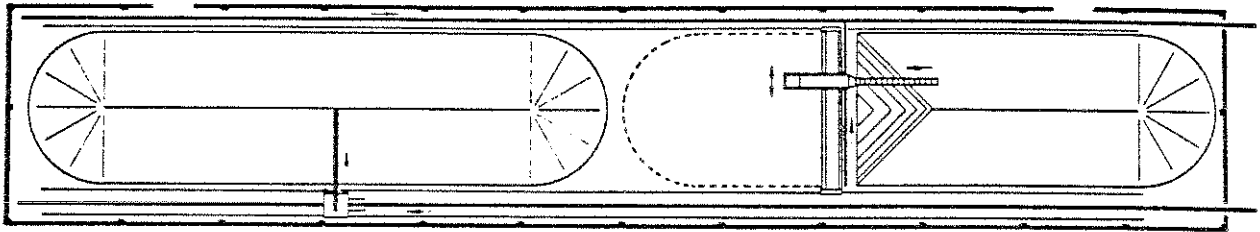


Fig. 16.a.12. Mischbetтанanlage mit zwei entlang einer Achse angeordneten Mischbetten

Fig. 16.a.12. Blending bed arrangement with two beds placed along one axis

Fig. 16.a.12. zeigt eine Mischbetтанanlage mit zwei hintereinander angeordneten Mischbetten. Der Aufbau erfolgt von der Längsseite, während der Abbau stirnseitig erfolgt. Der kontinuierliche Betrieb der Anlage erfolgt bei gleichzeitigem Auf- und Abbau von je einer Halde. Aufbautransportband und Abbaukratzer sind über beide Halden frei beweglich.

Fig. 16.a.12. shows a blending bed arrangement with two blending beds located one after another. The stacking is accomplished alongside the bed, whereas reclaiming is carried out from the front end. Continuous operation of prehomogenization is performed by simultaneously stacking and reclaiming of one of each stockpile. Stacking belt conveyor and reclaiming scraper are capable of moving along both stockpiles.

Fig. 16.a.12.a. zeigt eine Halde für Zuschlagstoffe mit Absetzer und Seitenkratzer (Krupp Polysius AG).

Fig. 16.a.12.a. shows a stockpile for additives with stacker and sidescraper (Krupp Polysius AG).

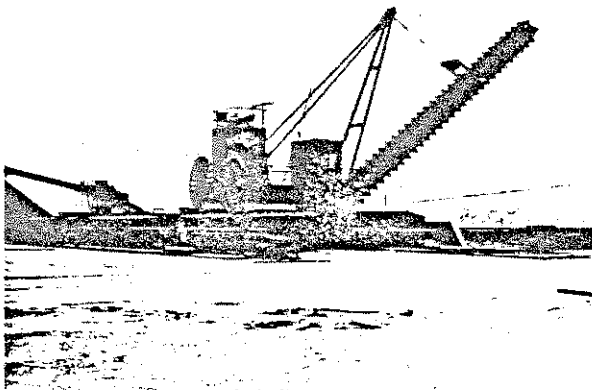


Fig. 16.a.12.a. Zuschlagstofflager mit Absetzer und Seitenkratzer

Fig. 16.a.12.a. Additive material storage with stacker and side scraper

Fig. 16.a.13. sind zwei Mischbetten dargestellt, die parallel nebeneinander angeordnet sind. Auch hier erfolgt der Aufbau der Halde von der Längsseite, während der Abbau stirnseitig vor sich geht. Der Abbaukratzer ist auf einem Quergeleise von einer Halde zur anderen verfahrbar. Der Betrieb ist kontinuierlich.

Fig. 16.a.13. shows two blending beds arranged in a parallel position. Here also, stockpiling is performed along the piles, whereas reclaiming is completed from the front end. A transverse track serves for transferring the reclaiming scraper from one stockpile to the other.

Das Abbau-Schaufelrad

Die Abbaumethode mit Schaufelrad ist in Fig. 16.a.14. dargestellt.

The reclaiming bucket wheel

Fig. 16.a.14. shows the reclaiming method when employing the bucket wheel.

Das auf einer Brücke angeordnete und sich drehende Schaufelrad ist gleichzeitig quer verfahrbar. Das Schaufelrad entnimmt das Gut am Fuß der Halde. Diese Entnahmeverrichtung ist mit einem Rechen versehen, der den oberen Teil der Halde auflockert und so das Material dem Schaufelrad zuführt.

The bridge mounted bucket wheel is designed to simultaneously accomplish a revolving and a transverse movement. As shown in the picture, the bucket wheel picks up the material from the base of the stockpile. Therefore, this reclaiming arrangement is supplied with a rake, to loosen the upper part of the pile, so that the material rolls down to the bucket wheel.

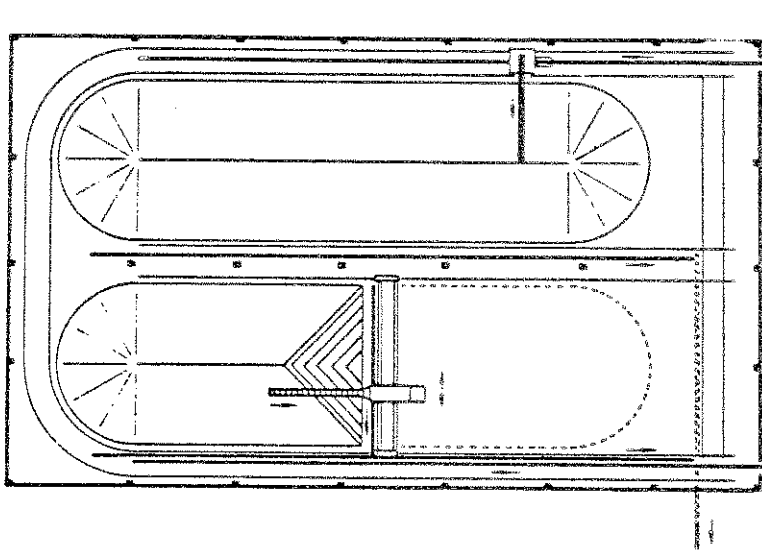


Fig. 16.a.13. Mischbettanlage mit zwei nebeneinander angeordneten Mischbetten

Fig. 16.a.13. Blending bed arrangement with two beds placed side by side

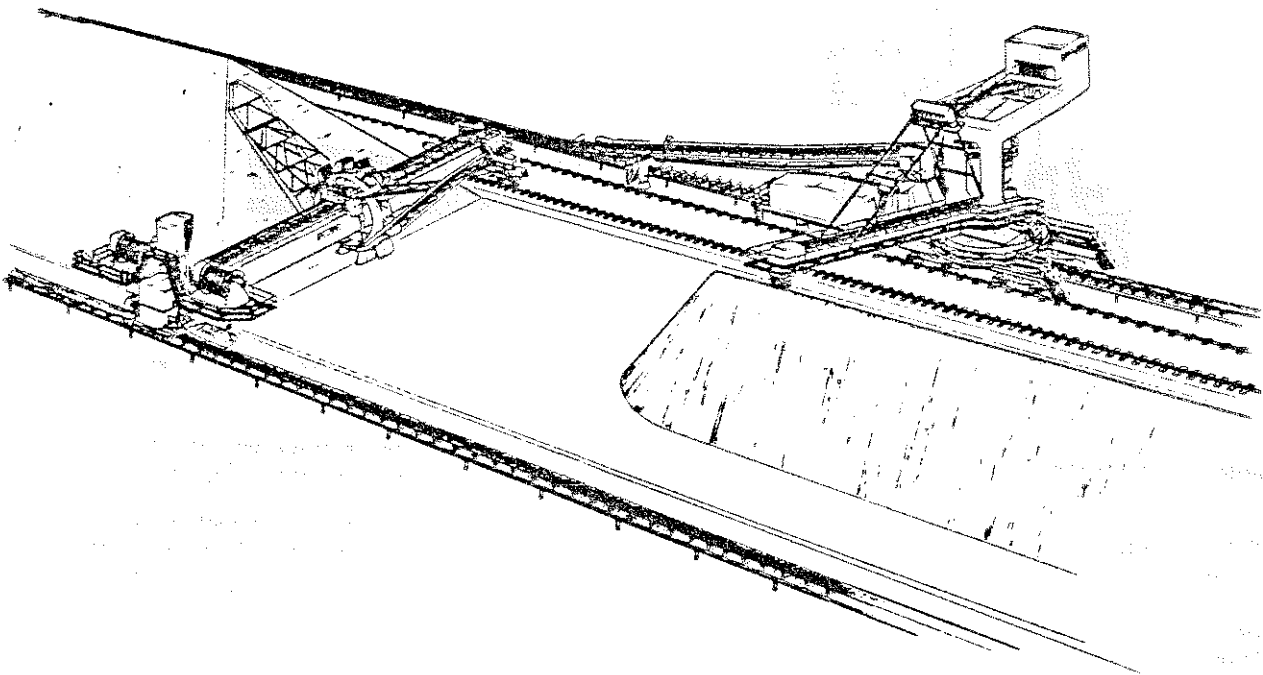


Fig. 16.a.14. Mischbett-Abbau mit Schaufelrad

Fig. 16.a.14. Blending bed reclaiming with a bucket wheel

Disc-Reclaimer

Der Haldenabbau mit Disc-Reclaimer ist in Fig. 16.a.17. und 16.a.20. gezeigt.

Maschinenausrüstungen

Längslager mit Absetzer und Brückenkratzer sind am meisten in Gebrauch (Fig. 16.a.15. und 16.a.15.a.).

Das Brückenkratzerlager zeichnet sich dadurch aus, daß durch Verwendung der Chevron-Absetzermethode eine hohe Homogenisierleistung erreicht wird. Das Lager kann mit verhältnismäßig leicht hantierbarem Material arbeiten.

Disc reclaimer

The working method of the disc reclaimer is shown in Fig. 16.a.17. and 16.a.20.

Mechanical equipment

The most used type of blending bed is the longitudinal storage bed with stacker and bridge-type scraper (Fig. 16.a.15. and 16.a.15.a.).

The bridge scraper storage bed uses Chevron stacking to achieve a high blending effect with material which is relatively easy to handle.

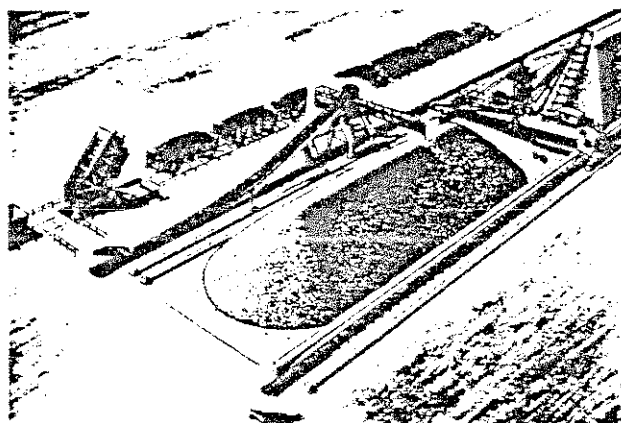


Fig. 16.a.15. Längslager mit Absetzer und Brückenkratzer

Fig. 16.a.15. Longitudinal storage bed with stacker and bridge-type scraper

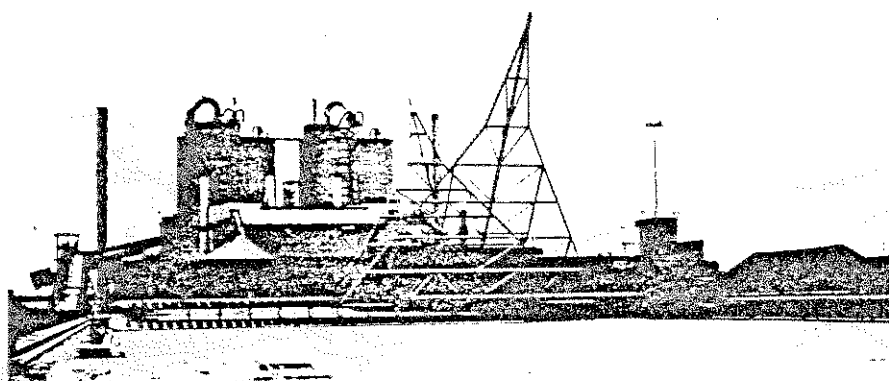


Fig. 16.a.15.a. Längslager mit Absetzer und Brückenkratzer

Fig. 16.a.15.a. Longitudinal storage bed with stacker and bridge-type scraper

Außerdem ist ein Lagertyp mit Absetzer und Schaufelgerät verbreitet (Fig. 16.a.16.).

Also much in use is the storage bed equipped with stacker and bucket wheel reclaimer (Fig. 16.a.16.).

Das Schaufelradgerät ist gegenüber klebenden Materialien empfindlich. Vermeidung von Segregation sowie Einhaltung einer gleichförmigen chemischen Zusammensetzung kann überdies die Anwendung der Windrow-Methode bei Schaufelradgeräten erforderlich machen.

The bucket wheel reclaimer is sensitive to sticky material. To maintain a uniform chemical composition, and also to avoid segregation of the material, the application of Windrow stacking might be necessary, if a bucket wheel reclaimer is used.

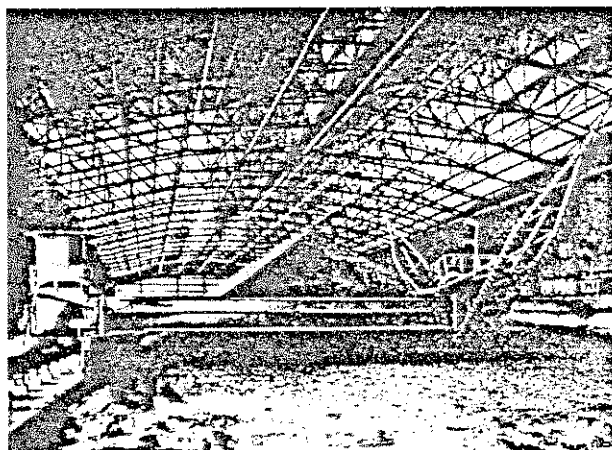
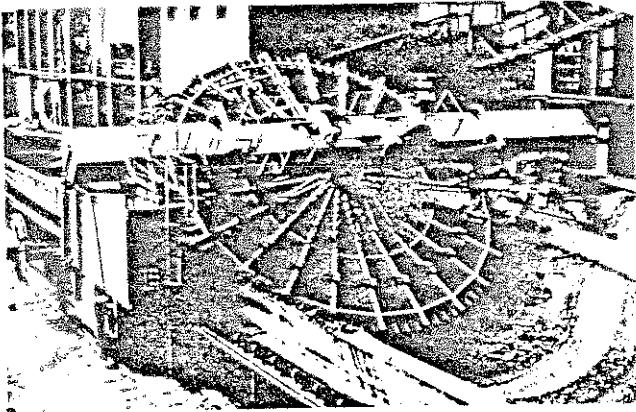


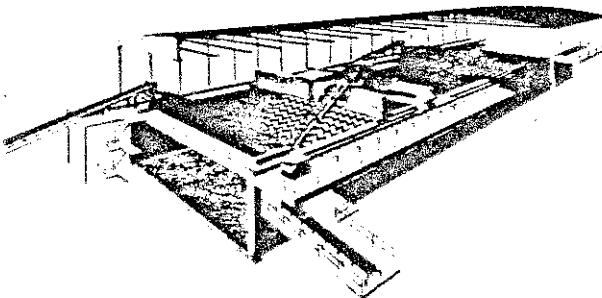
Fig. 16.a.16. Gedecktes Längslager mit Absetzer und Schaufelradgerät

Fig. 16.a.16. Covered longitudinal blending bed with stacker and bucket wheel reclaimer



Verhältnismäßig neu im Abbaubereich von Halden ist der Disc-Reclaimer (Fig. 16.a.17.).

Der Disc-Reclaimer ist auf dem Markt das einzige Abbaugerät, das beim Abbau 100 %ig Kontakt mit dem Querschnitt des Mischbettes hat. Daraus resultiert nach Angaben von F. L. Smidth ein optimaler Mischeffekt. Darüber hinaus braucht der Disc-Reclaimer weniger Platz als andere Brückenkratzer gleicher Leistung. Außerdem sind die Wartungskosten wesentlich niedriger.



Die Baukosten und der Energieverbrauch sind jedoch höher als bei anderen Reclaimerarten.

Fig. 16.a.18. zeigt einen aus Platzmangel längsseitig ummauerten und aus atmosphärischen Gründen überdachten Rohmaterial-Lagerplatz. Aufgrund seines Aufbaus arbeitet das Mischlager mit Windrow-Absetzung.

Ist keine Überdachung erforderlich, dann ist dieses Mischbett immerhin aufgrund der Stützmauern eine verhältnismäßig teure Lösung.

Längslager lassen sich ohne Schwierigkeiten verlängern. Jedoch ist zu beachten, daß mit einer Kapazitätserhöhung im allgemeinen auch eine entsprechende Leistungssteigerung der installierten Maschinen wie Stacker, Reclaimer und Förderbänder verbunden ist. Diese Leistungssteigerung ist aber nicht ohne erhebliche Schwierigkeiten und Kosten durchzuführen.

Fig. 16.a.17. Disc-Reclaimer zum Abbau von Mischhalden

Fig. 16.a.17. Disc-reclaimer for reclaiming of blending beds

A comparatively new development in reclaiming of blending beds is the Disc-Reclaimer (Fig. 16.a.17.).

The disc-reclaimer is distinctive in being the only reclaimer on the market, which, during the reclaiming process is 100 % in contact with the pile's cross-section. This guarantees, according to F. L. Smidth an optimum blending effect. Furthermore, the disc reclaimer needs less space than a bridge scraper of the same capacity. Besides, maintenance costs are substantially lower.

Fig. 16.a.18. Überdachter Windrow-Aufbau eines Mischbettes

Fig. 16.a.18. Roof covered Windrow stacking of a blending bed

However, the erection costs and the power consumption are higher than those of other reclaimer designs.

Fig. 16.a.18. shows a raw material storage which, due to lack of space is longitudinally enclosed by walls; atmospheric conditions necessitate the use of a roof. Windrow stacking is the best solution for this design of a blending bed.

Where roofing is not an absolute requirement, the need for supporting walls makes this type of blending bed a relative expensive construction.

The storage capacity of longitudinal blending beds can be easily enlarged, but it must be borne in mind that such an increase in capacity generally requires a corresponding increase in the capacity of the installed machinery, such as stackers, reclaimers and conveying belts. Increasing the capacity of blending beds always involves considerable difficulties and expenses.

Für die Vorhomogenisierung werden Kreismischbetten immer häufiger angewendet; teils aufgrund der niedrigen Kosten — der Preis liegt 25–30 % niedriger als überdachte Längslager —, teils aufgrund des kontinuierlichen Betriebes und auch, weil diese leicht an vorhandene Betriebsbedingungen und Werksanlagen angepaßt werden können.

Die nachstehenden zwei Abbildungen zeigen eine Misch-Ringhalde mit Brücken-Abbaukratzer und eine Misch-Ringhalde mit Disc-Reclaimer bzw. Scheiben-Abbaugerät.

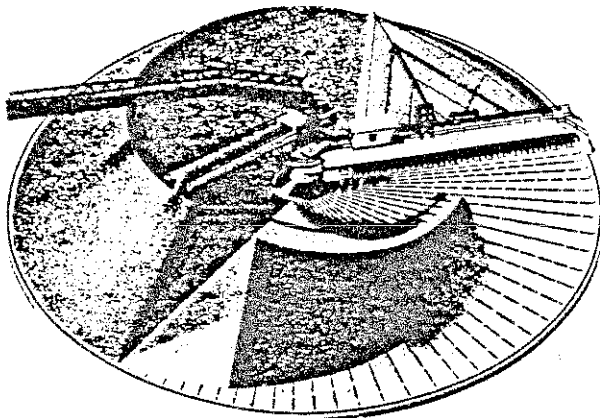


Fig. 16.a.19. Vorhomogenisier-Ringhalde mit Brücken-Abbaukratzer

Fig. 16.a.19. Prehomogenizing circular blending bed with bridge-type reclaiming scraper

For prehomogenization circular blending beds are increasingly applied. This is partly due to the low cost — the price is 25–30 % lower as roofed longitudinal blending beds — and to some extent due to the continuity of operation, and also because of the ease with which they can be integrated into existing operating conditions, and plant layouts.

The following two pictures show a circular blending bed with a bridge-type reclaiming scraper, and a circular blending bed with disc reclaimer.

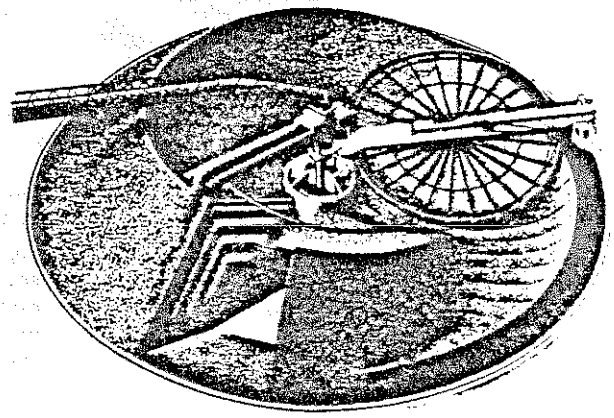


Fig. 16.a.20. Misch-Ringhalde mit Disc-Reclaimer bzw. Scheiben-Abbaugerät

Fig. 16.a.20. Circular blending bed with disc reclaimer

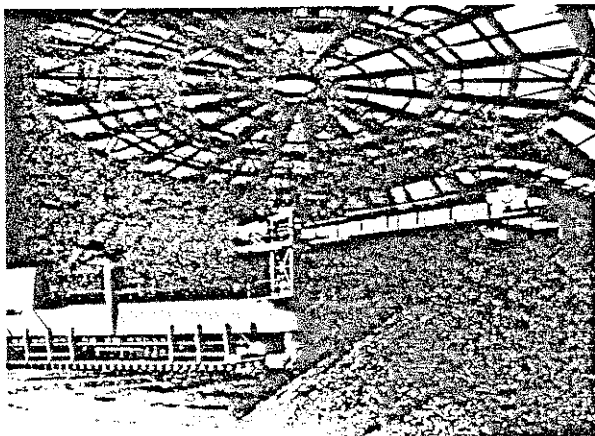


Fig. 16.a.19.a. Überdachtes Kreislagermischbett mit heb- und senkbarem Drehstacker für die CHEVRON-Methode und Brückenkratzer

Fig. 16.a.19.a. Covered prehomogenizing circular blending bed with stacker for the CHEVRON-method and bridge-type reclaiming scraper

Ringhalden haben den Nachteil, daß sie bei einem späteren Ausbau des Werkes nicht erweitert werden können.

Fig. 16.a.21. zeigt einen Portal-Abbaukratzer auf einem Vorhomogenisier-Längslager, dessen Arbeitsweise aus dem Bild ersichtlich ist. Der Portalkratzer wird in Spannweiten bis 60 m geliefert; sein Anschaffungspreis ist im Vergleich zu anderen Abbaugeräten niedrig. Portalkratzer können auch für Ring-Mischbetten angewendet werden.

A disadvantage of circular blending beds is that at a future plant expansion their capacity cannot be enlarged.

Fig. 16.a.21. shows a portal reclaiming scraper installed on a longitudinal prehomogenizing bed; the working method which can be seen from the picture is self-explanatory. Portal scrapers are available with free spans up to 60 m, and are, when compared with other reclaimers, relatively low in investment cost. Portal reclaiming scrapers can also be applied to circular blending beds.

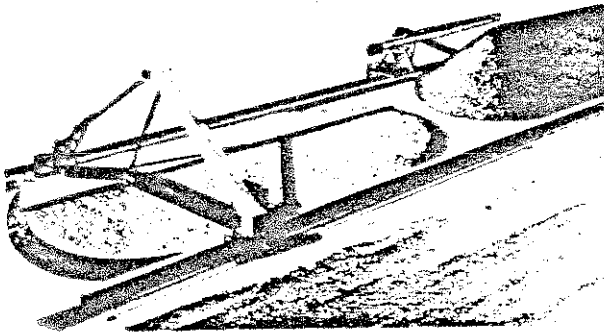


Fig. 16.a.21. Portal-Abbaukratzer, auf einem Längs-Mischlager arbeitend

Fig. 16.a.21. Portal reclaiming scraper working on a longitudinal blending bed

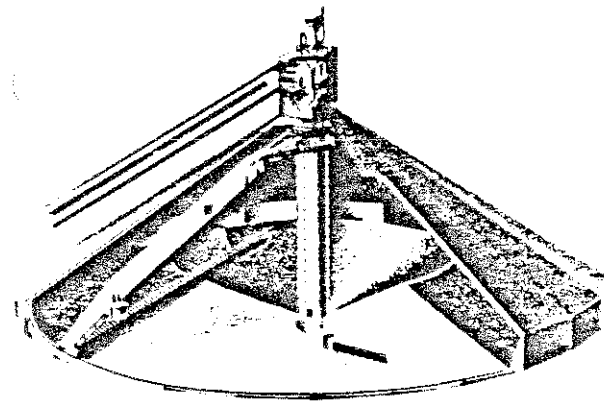


Fig. 16.a.22. Kreis-Mischbett mit Halbportal-Abbaukratzer

Fig. 16.a.22. Circular blending bed with semi-portal scraper

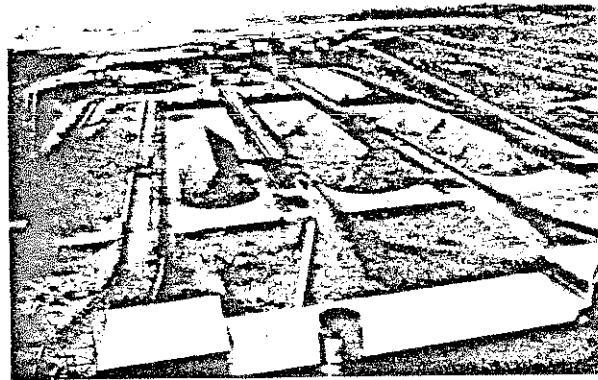


Fig. 16.a.22.a. Sicht auf eine Mischbetтанlage für die Haupt- und Zuschlagkomponenten

Fig. 16.a.22.a. Prehomogenization plant for main and additional material components, seen from a higher view point

Für die Lagerung und Mischung von leicht fließendem Rohmaterial, wie auch von Klinker, Flugasche, granulierter Hochofenschlacke usw. kann man vorteilhaft einen neuen Typ des Kreislagers mit Halbportal-Abbaukratzer anwenden. Dieses Kreislager ist in Fig. 16.a.22. gezeigt.

Bei Ringhalden bzw. Kreislager wird das Material dem Lageroberteil zugeführt und in ein, gewöhnlich aus Beton bestehendes, zentrales Einlaufrohr, das eine Reihe von Auslauföffnungen hat, geschüttet. Dies ist aus dem genannten Bild zu ersehen. Die Form des Einlaufrohres bewirkt eine fast staubfreie Einschüttung.

Zentral unter dem Lagerboden befindet sich ein Vibrationsauszuggerät, womit etwa 25 % des gelagerten Materials hindurchgezogen werden. Die übrigen 75 % werden mit dem Halbportalkratzer entladen, der das Material über den Haldenkamm transportiert, von dem es dann gemäß dem Schüttwinkel zum zentralen Auslauf abrutscht.

Dieses Kreislager hat den Vorteil, daß keinerlei Totzonen zurückbleiben. Außerdem ist dieses Lager bei

For storage and blending of easy flowing raw material, as well as of clinker, fly-ash, granulated blast-furnace slag, etc. a new type of circular blending bed equipped with a semi-portal reclaimer may be advantageously used. This circular blending bed is shown in Fig. 16.a.22.

At circular blending beds the material enters through the top of the storage construction, and is discharged into a central column, consisting usually of concrete; this column is provided with a multitude of outlets which is shown in the quoted picture. The column design ensures that the discharge is almost dust-free.

About 25 % of the total blending bed is being discharged due to flowing by force of gravity into a centrally located vibrating reclaimer, working underneath the bed base. The remaining 75 % of the blending bed is reclaimed by the semi-portal scraper which conveys the material to the crest of the pile, from where, according to the angle of repose, it flows down to the central outlet.

This circular blending bed has the advantage of working without leaving dead zones. Besides, at normal

einer Lagerkapazität von 40.000 t und mehr bei normal tragfähigem Boden billiger als Silos. Ein Silo dieser Konstruktionsart ist in Abschnitt 22.8. (Flugasche-Silos) beschrieben.

Fig. 16.a.15. bis 16.a.22.a. sind von F. L. Smidth und Krupp Polysius AG.

Mischeffekt

Durch qualitativ kontrollierten Aufbau von Mischbetten können z. B. bei Kalkstein ursprüngliche Streuungen im CaCO_3 -Gehalt von etwa 10 % bis zu 1.5 % und auch darunter vergleichmäßig werden. Die so vorhomogenisierte Kalksteinkomponente wird mit den anderen Rohmaterialkomponenten mit Hilfe eines on-line arbeitenden Röntgenfluoreszenz-Analysators über Bandwaagen gewichtsmäßig proportioniert und der Rohmühle zugeführt. Das aus der Rohmühle kommende Rohmehl passiert dann die pneumatische Rohmehl-Homogenisierungsanlage, wo dann noch etwaige Schwankungen im Chemismus des Rohmehles auf rund ein Zehntel der Eingangsschwankungen reduziert werden.

Haldengrößen

Bei der Auslegung der Größe von Mischbetten wird gewöhnlich ein Rohmaterialverbrauch von 7–10 Tagen zugrunde gelegt. Die Höhe der Halden hängt vom Schüttwinkel des betreffenden Rohmaterials ab, wodurch dann die Länge der Halde bestimmt wird. Wo besondere Steinbruch- oder Transportverhältnisse vorliegen, werden auch Mischbetten mit größerer Kapazität angelegt. Das Verhältnis von Länge zur Breite des Mischbettes soll so groß wie möglich sein, zumindest jedoch 3:1. Für die laufende Produktion werden die äußeren kegelförmigen Enden der Mischbetten meistens nicht vollständig abgebaut, um Schwankungen im Qualitäts-Sollwert des Rohmaterials zu vermeiden [163a–163s].

soil conditions, and at capacities of 40.000 t and more, this blending bed is lower in price than similar silos. A silo of this design is described in section 22.8. (Fly-ash silos) of this book.

Fig. 16.a.15. to 16.a.22.a. are from F. L. Smidth and Krupp Polysius AG.

Blending effect

With qualitatively controlled stacking of blending beds, initial oscillations of about 10 % in the CaCO_3 content of the limestone can be reduced to 1.5 % and sometimes even to a lower rate. Then an on-line X-ray analyzer gravimetrically proportions the prehomogenized limestone component together with other raw material components, before feeding the material into the raw mill. The raw mix leaving the raw mill then enters the pneumatic raw mix homogenizing silos, where possible remaining oscillations in the chemistry of the raw mix are reduced to one tenth of the entering oscillations.

Sizes of blending beds

Usually, a raw material consumption of 7–10 working days is taken into consideration, when estimating the size of blending stockpiles. The height of the stockpiles depends on the angle of repose of the particular raw material, which ultimately leads to the length of the material bed. Special quarry and transportation conditions may sometimes require blending beds with higher capacities. The length to width ratio of blending beds should be as large as possible — at least 3:1. Usually, the outer end cones of the blending beds are not completely reclaimed for current production, to prevent fluctuations in the quality set point of the raw material [163a–163s].

17. Pneumatische Rohmehl-Homogenisierung

Für die Herstellung von hochwertigem Zement wurde früher das Naßverfahren bevorzugt, da durch Homogenisierung des Rohschlammes eine innige Mischung der einzelnen Rohmaterialkomponenten erzielt wurde. Die Fortschritte auf dem Gebiete der Aerodynamik und Pneumatik ermöglichten es für die Zementindustrie, das trockene Rohmehl pneumatisch zu homogenisieren [164]. Dadurch wird beim Trockenverfahren dieselbe Homogenität des Rohmehles erzielt wie beim Naßverfahren. Diese Tatsache zusammen mit dem niedrigen Wärmeverbrauch bewirkte eine steigende Bevorzugung des trockenen Zement-Herstellungsprozesses.

Die Grundelemente der pneumatischen Trockenmischung bilden die Luftverteilungskästen, mit denen die Siloböden in verschiedener Weise belegt werden. Dieser Umstand führte zu den in der Praxis bestehenden verschiedenen Rohmehl-Homogenisierungsverfahren.

Der Hauptbestandteil der Luftverteilungskästen sind luftdurchlässige, poröse, keramische Platten (siehe Fig. 17.1.).

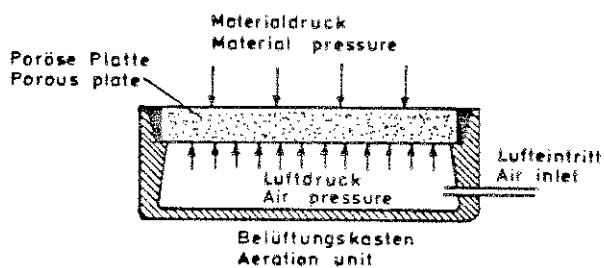


Fig. 17.1. Luftverteilungskasten

17. Pneumatic homogenization of raw mix

In the past, the wet process was preferred for the production of high quality cement, since homogenization of the slurry resulted in a thorough mixture of the raw material components. Progress in the fields of aerodynamics and pneumatics has enabled the cement industry to pneumatically homogenize the dry cement raw mix [164]. By this means, the dry process yields the same homogeneity of raw mix as the wet production process. This circumstance together with lower heat consumption has resulted in an increasing preference for the dry cement production process.

The basic components of the pneumatic dry blending process are the aeration units placed in the bottoms of blending silos in different patterns. This has led to the development of the various existing homogenization methods.

The essential parts of the aeration units are porous, ceramic plates, permeable to air (see Fig. 17.1.).

Fig. 17.1. Aeration unit

Die Ausmaße dieser Platten sind 250 × 250 bis 400 mm, bei einer Dicke von 20 bis 30 mm. Der Durchmesser der luftdurchlässigen Poren beträgt etwa 0,07–0,09 mm bei einer Luftdurchlässigkeit von etwa 0,5 m³/m² · min. Die Biegezugfestigkeit der keramischen Platten beträgt 40 kg/cm² und die Druckfestigkeit 60 kg/cm². Für diesen Zweck wurden auch mikroporöse Metallgußplatten (Sintermetall) verschiedener Zusammensetzung entwickelt. Auch Textilgewebe aus verschiedenartigen Faserstoffen werden letztlich verwendet. Es wird auch von einem Zweischichtenstein [165] als Siloboden-Belüftungseinheit berichtet. Dieser Zweischichtenstein kann ohne Einbaukasten verwendet werden; er kann direkt in den frischen Beton des Silobodens eingepreßt werden. Allerdings müssen die Zweischichtensteine ebenfalls mit Druckluftleitungen versehen werden.

The dimensions of the plates are 250 × 250 mm to 250 × 400 mm, and the thickness is 20–30 mm. The diameter of the pores is 70 to 90 microns, consistent with an air permeability rate of approximately 0,5 m³/m² · min. The flexural strength of the ceramic plates is 40 kg/cm², and the compressive strength is 60 kg/cm². For this purpose also microporous cast metal plates (sintered metal) of various composition were developed. Further, fabrics consisting of various fibrous material have come into recent usage. Also the use of two-layer ceramic block aeration units has been recently reported [165]. These two-layer blocks can be used without metal boxes; the blocks being inserted into the fresh concrete of the silo bottom. Of course, the two-layer bricks must be connected by pressure air piping.

Die Luft wird durch die porösen Platten in das Rohmehl gepreßt und bildet dort feine Luftströmungen, wodurch das Rohmehl in einen pseudo-flüssigen Zustand versetzt wird.

Allen Homogenisierungsverfahren gemeinsam ist, daß durch Belüftung aller am Siloboden befindlichen Luftverteilungskästen zunächst eine Auflockerung des Rohmehles erzielt wird, der dann durch intensive Belüftung eines Teiles des Silobodens eine heftige Wirbelströmung folgt. Je nach der Art des Homogenisierungsverfahrens sind die Böden der Mischsilos mit 55–75 % der Gesamtoberfläche belüftet.

Die Belüftungselemente sind halbdurchlässig, d. h., die Luft dringt durch die Belüftungsplatte nach oben, während bei Abspernung der Luft das Rohmehl durch die Platte nicht nach unten entweichen kann.

Homogenisierungsverfahren

In den letzten 20 Jahren wurden verschiedene Rohmehl-Homogenisierungsverfahren entwickelt, die nachstehend angeführt sind.

17.1. Das Fuller-Verfahren

Dieses Luftmischverfahren ist auch unter dem Namen Oktantensystem bekannt. Hier sind die Luftverteilungskästen des Silobodens zu Sektoren vereinigt, von denen jeder der Folge nach als Mischsektor tätig ist, während die sieben anderen Sektoren als Belüftungssektoren dienen. Der gesamte Luftbedarf wird von zwei Kompressoren geliefert und zwar vom Mischluftkompressor und vom Belüftungskompressor. Das Volumen der Mischluft, die jeweils in die Mischsektoren geleitet wird, beträgt 87,5 % und die Luft, die in die sieben Belüftungssektoren eintritt, beträgt 12,5 % der Gesamtluft. Dadurch wird über dem Mischsektor eine hoch belüftete Materialsäule von niedrigem Raumgewicht geschaffen. Das Rohmehl mit höherem Raumgewicht über den Belüftungssektoren dringt konstant in die Materialsäule über dem Mischsektor ein und wird hier aufwärts gehoben, wodurch eine ständige vertikale Materialzirkulation stattfindet.

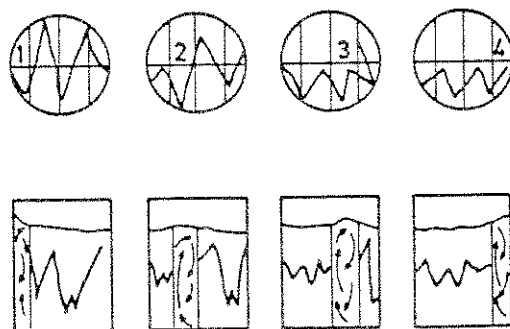


Fig. 17.2. Schema des Oktanten-Homogenisierungssystems

The air is passed into the raw mix trough the porous plates, where the fine air currents fluidize the raw mix.

The common feature of all homogenization methods is the supplying of air to all areation units mounted on the silo bottom, so that the raw mix is first loosened, then intensively aerated over only one part of the silo bottom, by means of violent turbulent flow. Depending upon the homogenization methods, the areation area of the bottoms of the blending silos covers 55–75 % of the total bottom area.

The aeration units are semi-permeable, since the air penetrates the porous plate upwards, whereas when stopping the air flow, the raw mix cannot pass downwards through the plate.

Methods of homogenization

In the past 20 years various raw mix homogenization methods have been developed; these methods are described as follows.

17.1. The Fuller Airmerge System

The Fuller Airmerge System, also called the one-eight blending method, wherein the aeration units on the silo bottom are combined into eight sections, each of which acts in sequence as the blending section, while the other seven serve as areation sections. Two air compressors supply the aeration and blending air. The volume of the blending air directed into the blending section is 87.5 %, and the air directed into the seven aeration sections is 12.5 % of the total air. Thus an extremely well aerated light density column of material is created above the blending section. The denser material over the aeration sections continuously combines with the lighter density material of the blending column, and is displaced upward, thus creating an active vertical circulation of material.

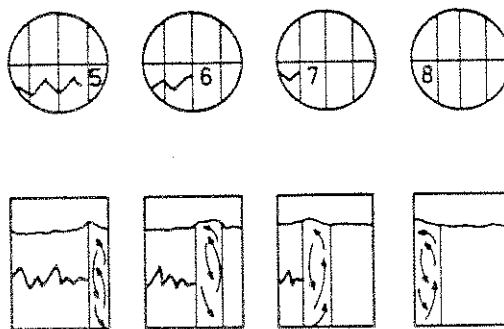
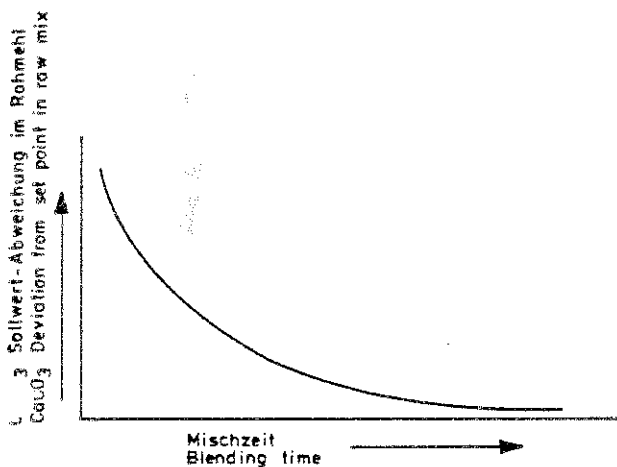


Fig. 17.2. Schematic of the one-eight blending system

Jeder der acht Sektoren wird in festgelegten Zeitabständen abwechselnd mit Mischluft beschickt, wodurch eine fast vollkommene Homogenisierung des Rohmehls erreicht wird; dies ist schematisch in Fig. 17.2. dargestellt [166].

Spezielle, durch die Eigenschaft des Rohmehls bedingte Umstände lassen es vorteilhafter erscheinen, die Mischluft pulsierend und nicht kontinuierlich in das Mischsilo einzuführen. Mit pulsierender Luft wird ein höherer Grad an Fließfähigkeit und eine größere Beweglichkeit des Rohmehls mit derselben Luftmenge erreicht. Pulsierung liefert eine weitgehende und gleichmäßigere Luftverteilung im Material.

Der Luft- und Energiebedarf für die Homogenisierung des Rohmehls hängt von den Eingangsschwankungen in der Zusammensetzung des Rohmehls wie vom gewünschten Sollwert ab. Diese Faktoren verlängern oder verkürzen die Mischzeit und somit den Luftbedarf. Die Abhängigkeit der Sollwert-Abweichungen im CaCO_3 -Gehalt von der Mischzeit ist in Fig. 17.3. dargestellt.



By cycling the air supply to each of the eight sections in turn and at a predetermined length of time, a nearly perfect homogeneous cement raw mix is produced; this is diagrammatically shown in Fig. 12.7. [166].

Under special raw mix quality conditions it might be more advantageous to supply the blending air in pulsations rather than in continuous flow. Pulsated air achieves a higher degree of flowability and a greater mobility of the raw mix with the same amount of air. Pulsation results in a broader and more uniform dispersion of the air throughout the material.

The air and energy requirements for the homogenization of the raw mix, depend upon the variations in the composition of the raw mix entering the blending silo, as well as upon the desired quality set point of the fully blended product. These circumstances extend or reduce the blending time, and consequently change the air requirements. The connection between the set-point variations in the CaCO_3 -content and the blending time is shown in Fig. 17.3.

Fig. 17.3. Sollwert und Mischungszeit

Fig. 17.3. Set point and blending time

Gegenwärtig wird eine weitgehende Vorhomogenisierung der Rohmehlkomponenten angestrebt, was die Eingangsschwankungen des Rohmehls weitgehend reduziert. Als Sollwert für die Einstellung des Rohmehls wird meistens der CaCO_3 -Gehalt gewählt. Mit dem Oktanten-Homogenisierungsverfahren ist es möglich, Eingangsschwankungen im CaCO_3 -Gehalt des Rohmehls von $\pm 2\%$ bis auf $\pm 0.15\%$ herabzusetzen, was in Fig. 17.4. schematisch dargestellt ist [166].

Auf Rohmehlkontrolle unter Anwendung von speziellen, durch lokale Verhältnisse bedingten Verfahren, wie z. B. „hohes“ und „niedriges“ Rohmehl und Korrektur des Siolinhaltes, soll hier nicht näher eingegangen werden.

Der Luftbedarf für die Homogenisierung beträgt etwa $10-13 \text{ m}^3$ Luft pro Tonne Rohmehl und im Zusammenhang damit beträgt der Energiebedarf $0.65-0.84 \text{ kWh}$ pro Tonne Rohmehl abhängig von der

At present there is a trend toward extensive prehomogenization of the raw mix components; this considerably reduces the raw mix variations in the as-received mixture. Usually the CaCO_3 -content is selected as setpoint for the preparation of the raw mix. With the one-eight homogenization method it is possible to reduce initial CaCO_3 -variations in the raw mix from $\pm 2\%$ to $\pm 0.15\%$, as is diagrammatically shown in Fig. 17.4. [166].

Raw mix adjustment and correction of the silo content as e. g. with the application of "high" or "low" raw mix, stipulated by special, local conditions, will not be discussed here.

The air requirement for homogenization is approximately $10-13 \text{ m}^3$ per ton of raw mix; in connection with this, the energy requirement per ton of raw mix is $0.65-0.84 \text{ kWh}$, depending upon the size of the

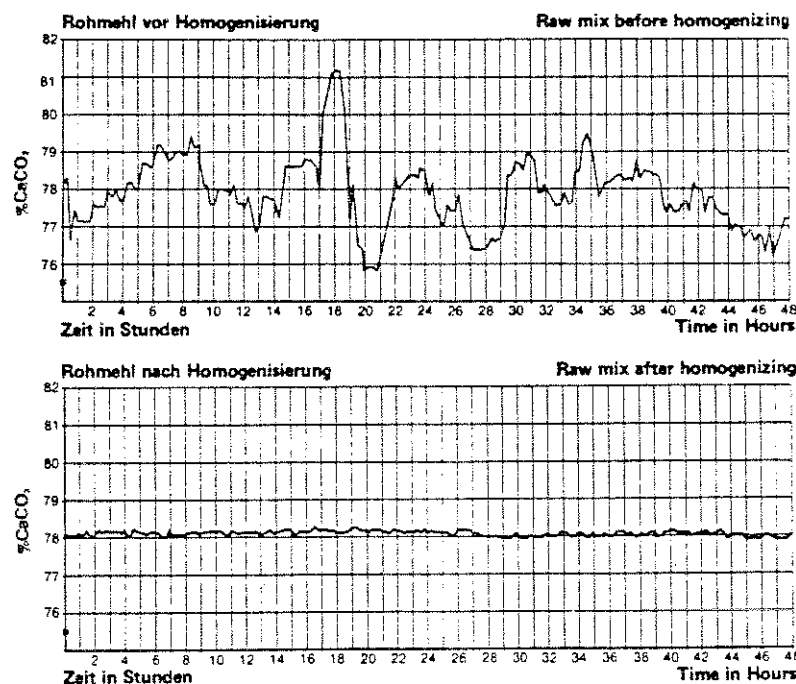


Fig. 17.4. Schwankungen im CaCO₃-Gehalt vor und nach der Homogenisierung

Fig. 17.4. CaCO₃-variations before and after homogenizing

Größe bzw. Höhe des Mischsilos sowie von der Mischzeit. Der Luftdruck der Mischluft beträgt etwa 2–2.2 kg/cm² und derjenige der Auflockerungsluft etwa 1.75 kg/cm².

Die Homogenisierung des Rohmehls kann sowohl chargenweise als auch fortlaufend durchgeführt werden. Für die chargenweise Homogenisierung sind zwei Mischsilos erforderlich. Ein Mischsilo wird mit frischem Rohmehl gefüllt, während der homogenisierte Inhalt des anderen Silos in ein Vorrats- oder Ofenaufgabesilo entleert wird. Bereits während des Füllens des Mischsilos wird mit der Homogenisierung begonnen. Nach der Füllung des Mischsilos wird die Homogenisierung dann noch etwa eine Stunde lang fortgesetzt. Die Füllungszeit eines Mischsilos und somit dessen Inhalt entspricht etwa einer 6 bis 12stündigen Produktion der Rohmühlen. Bei der Planung von Neuanlagen werden die voraussichtlichen Schwankungen der Rohmehlzusammensetzung sowie die Kapazität der Rohmühlen berücksichtigt. Das größte bisher gebaute Homogenisierungssilo hat ein Fassungsvermögen von 5100 Tonnen Rohmehl. Die in neuester Zeit eingeführte bauliche Anordnung der Mischsilos über den Vorratssilos verkürzt wesentlich die Entleerungszeit der Mischsilos.

Kontinuierliche Homogenisierung kann auch mit nur einem Mischsilo ausgeführt werden. Die Charakteristik dieser Methode beruht auf dem Überlaufabfluß des homogenisierten Rohmehls aus dem Mischsilo. Für diesen Zweck ist die Wand des Mischsilos mit einer Überlauf-Auslaßöffnung versehen. Durch diese Überlauföffnung entweicht soviel homogenisiertes Rohmehl, als durch frisch ankommendes Rohmehl aus dem Mischsilo verdrängt wird.

blending silo and its height as well as upon the blending time. The pressure of the blending air is approximately 2–2.2 kg/cm², and that of the aeration air approximately 1.75 kg/cm².

Homogenization of cement raw mix can be performed on a batch basis as well as continuously. For batch-type homogenization two blending silos are required. One blending silo may be filled with incoming raw mix, while the content of the other silo is being discharged into a storage or kiln feed silo. The homogenization process starts during the filling of the blending silo. After filling the blending silo, the homogenization process continues for about one hour. The filling time of one blending silo and thus the silo capacity is approximately equal to 6–12 hours of raw mill production. When planning new installations, the expected variations in the composition of the raw mix as well as the capacity of the raw mills are taken into consideration. So far the largest blending silo built, has a capacity of 5100 tons of raw mix. The recently initiated arrangement of erecting the blending silos on top of the storage silos, considerably reduces the discharge time of the blending silos.

Continuous homogenization can be performed also with only one blending silo. The characteristics of this method depend on the overflow discharge opening in the wall of the blending silo. Through this overflow opening homogenized raw mix escapes in an amount equal to that displaced by fresh incoming raw mix.

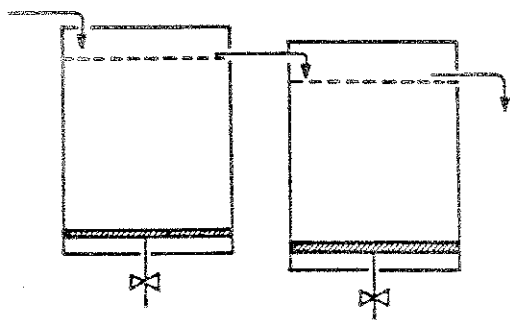


Fig. 17.5. Zwei Rohmehl-Silos in Serie geschaltet für kontinuierliche Homogenisierung

Fig. 17.5. Two raw mix blending silos working in series for continuous homogenizing

Kontinuierliche Homogenisierung kann ebenso mit zwei in Serie geschalteten Mischsilos durchgeführt werden; dies ist schematisch in Fig. 17.5. dargestellt.

Die Verwendung von drei in Serie geschalteten Mischsilos wird bei großen Qualitätsschwankungen angewendet. Unter normalen Bedingungen liefern drei Mischsilos kaum bessere Homogenisierung als zwei Mischsilos [167].

Chargenweise Homogenisierung wird dort angewendet, wo sich die qualitativen Abweichungen des Rohmaterials in großen Grenzen bewegen und verhältnismäßig langfristig sind. Soll kontinuierliche Homogenisierung angewendet werden, dann müssen sich die Qualitätsschwankungen des Rohmaterials in engen Grenzen bewegen und kurzfristig sein, d. h. eine kontinuierliche Homogenisierung des Rohmehles eignet sich am besten für bereits vorhomogenisiertes Rohmaterial [168].

Lufthomogenisierung mit dem Fuller-Oktantensystem kann in Silos von beliebigem Durchmesser durchgeführt werden, wobei jedoch zu beachten ist, daß die Höhe des Silos innerhalb der Grenzen von 1,0 bis 1,5 des Silodurchmessers gehalten werden soll. Die Größe weit verbreiteter Mischsilos ist: 12 m Durchmesser und 17 m Höhe; die Ausmaße von Mischsilos für große Leistungen betragen: 14 m Durchmesser und 18 m Höhe. Eisenbetonwände von Mischsilos sind 30 bis 45 cm stark.

Silos mit ebenem Boden werden bevorzugt, weil diese eine gleichmäßige Luftverteilung gewährleisten. Bei einem geneigten Siloboden entweicht die Luft mehr unbehindert dort, wo die Tauchtiefe des Materials am geringsten ist; der Überschuß an Luft der durch diesen Kanal entweicht bewirkt, daß weniger Luft an den Stellen zur Verfügung steht, wo die Luftverteilungskästen mit einer höheren Materialschicht bedeckt sind.

17.2. Die Polysius-Homogenisierungssysteme

Die Polysius-Homogenisierungssysteme gliedern sich in zwei Gruppen: diskontinuierliches und kontinuierliches Homogenisieren.

Continuous homogenization can also be performed with two blending silos working in series; this is schematically shown in Fig. 17.5.

The use of three blending silos working in series is typical of large raw mix quality variations. Under normal conditions, three blending silos almost never turn out better homogenization than two blending silos [167].

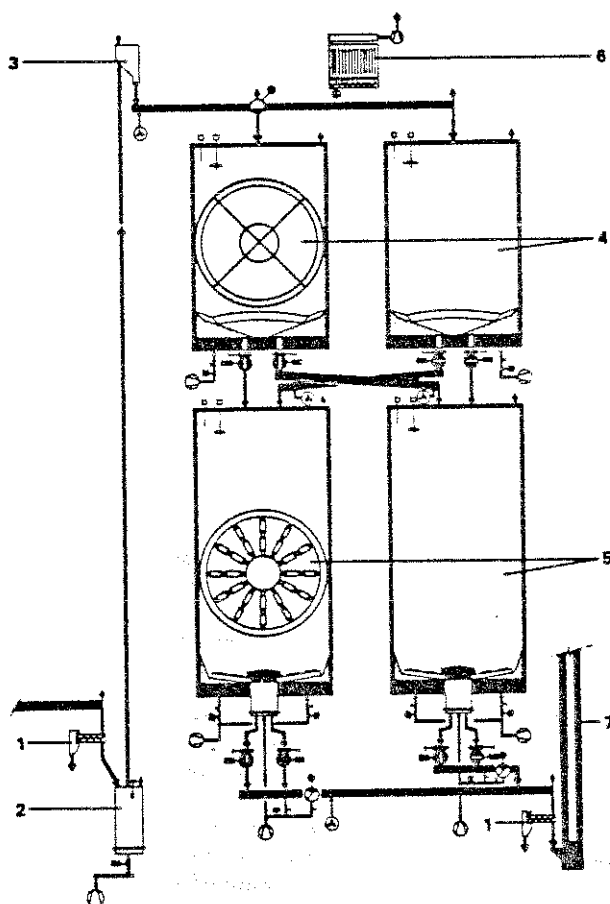
Batch type homogenizing is applied in cases where the quality of the raw material widely fluctuates and in relatively long time intervals. Should continuous homogenizing be applied, the quality of the raw material is allowed to fluctuate only within narrow limits and in short periods of time, i. e. continuous homogenizing of the raw mix is best applied in cases where the raw material is already prehomogenized [168].

Aeration blending with the Fuller-one-eight system can be performed in a silo of any diameter, but the height of the silo should be within the limits of 1,0 to 1,5 of its diameter. Sizes of blending silos 12 m diameter and 17 m height, are not uncommon; the silo size for large capacities is 14 m diameter and 18 m height. Walls of blending silos made of reinforced concrete are 30–45 cm thick.

Flat bottom silos are preferred, because they provide uniform air distribution. With a sloped bottom, air will escape more freely where the material depth is least; the excessive flow of air through this channel will cause less air to flow in areas where the aeration units are more deeply immersed.

17.2. Polysius homogenization systems

The Polysius homogenizing systems are composed of two groups: the discontinuous and the continuous homogenizing.



- 1 Probenehmer = Sampler
- 2 Pneumatischer Senkrechtförderer „Aeropol“ = Pneumatic vertical conveyor „Aeropol“
- 3 Fördergutabscheider = Alleviator
- 4 Homogenisiersilos = Homogenizing silos
- 5 Vorratssilos = Storage silos
- 6 Staubfilter = Dust collector
- 7 Becherwerk = Bucket elevator

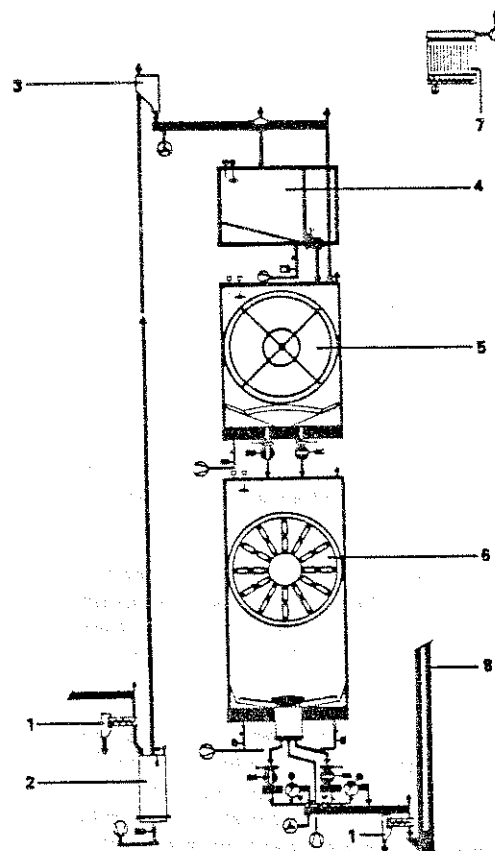
Fig. 17.6. Chargen-Homogenisieranlage

Fig. 17.6. Discontinuous homogenizing arrangement

Das diskontinuierliche Homogenisiersystem wird angewendet, um den Inhalt eines Silos zu mischen; d. h., daß während des Homogenisierens kein neues Rohmehl in das Silo hineinkommt und auch kein Material dem Silo entnommen wird. Die beiden Typen dieses Systems sind in Fig. 17.6. und 17.6.1. dargestellt.

Bei der Chargen-Homogenisierung gelangt das 1968 entwickelte $\frac{1}{8}$ oder Oktanten-System für die Bodenbelüftung zum Einsatz, das sich nach Angaben des Herstellers homogenisieretechnisch und energiewirtschaftlich gegenüber dem vorher praktizierten $\frac{1}{4}$ oder Quadranten-System als vorteilhaft erwiesen hat.

Die belüftungstechnische Bodenaufteilung sieht bei der $\frac{1}{8}$ -Belüftung eine zentrale Belüftungszone und 8 Homogenisiersektoren vor, die je nach Silodurchmes-



- 1 Probenehmer = Sampler
- 2 Pneumatischer Senkrechtförderer = Pneumatic vertical conveyor
- 3 Fördergutabscheider = Alleviator
- 4 Vorsilo = Pre-silo
- 5 Homogenisiersilo = Homogenizing silo
- 6 Vorratssilo = Storage silo
- 7 Staubfilter = Dust collector
- 8 Becherwerk = Bucket elevator

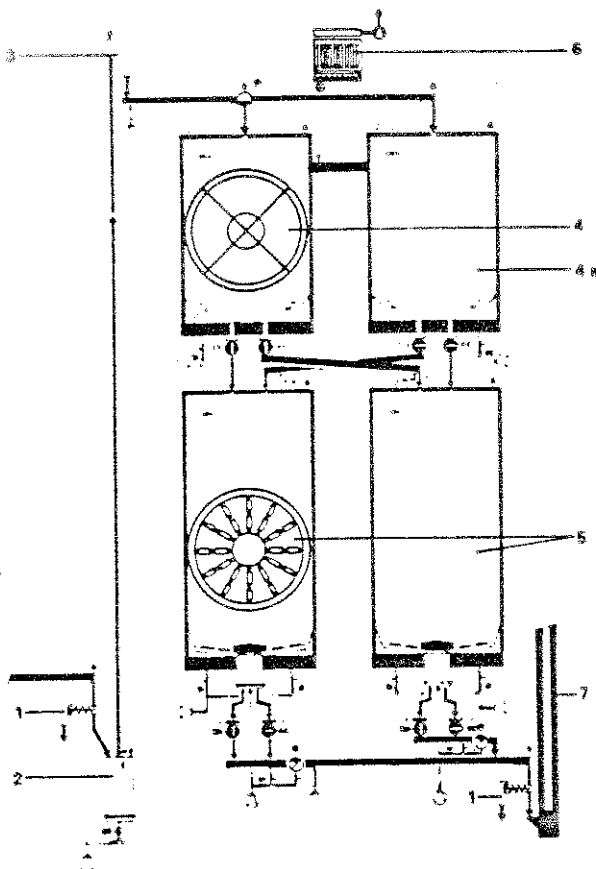
Fig. 17.6.1. Chargen-Homogenisieranlage mit Vorsilo

Fig. 17.6.1. Discontinuous homogenizer with pre-silo

The discontinuous homogenizing system is used to blend the contents of a silo which means that during the homogenizing process no fresh feed is added into the silo, and no discharge takes place. The two types of this system are shown in Fig. 17.6. and 17.6.1.

For batch or discontinuous homogenizing the $\frac{1}{8}$ or octant system for bottom aeration was developed in 1968. According to the manufacturer this system proved to be advantageous in relation to blending efficiency and power consumption of the $\frac{1}{8}$ or quadrant system which was used previously.

For the $\frac{1}{8}$ -aeration, the bottom of the silo has a central aeration area and 8 homogenizing sections; the size of these sections is determined by the silo diame-

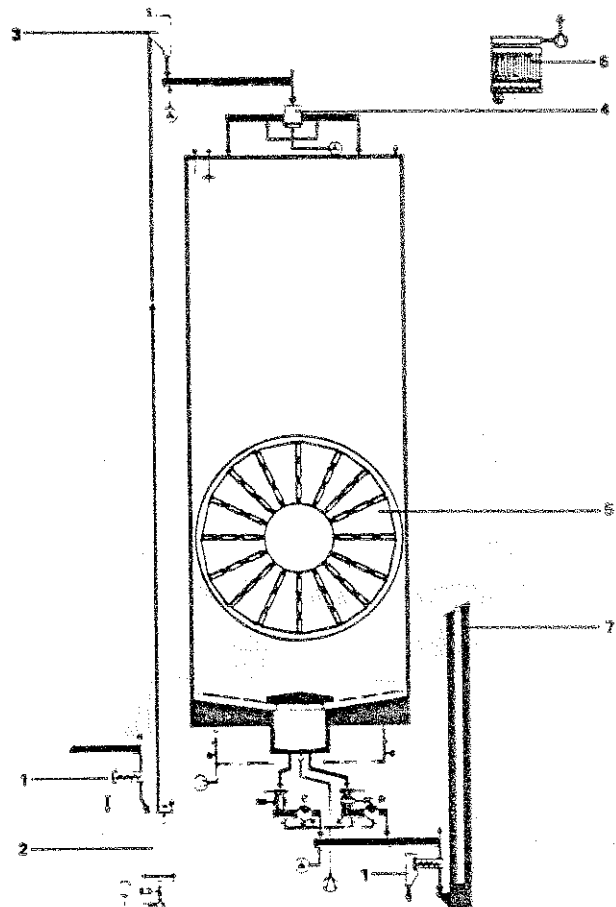


- 1 Probennehmer = Sampler
- 2 Pneumatischer Senkrechtförderer = Pneumatic vertical conveyor
- 3 Fördergutabscheider = Alleviator
- 4 Homogenisiersilo = Homogenizing silo
- 4a Überlaufsilos = Overflow silo
- 5 Vorratssilo = Storage silo
- 6 Staubfilter = Dust collector
- 7 Becherwerk = Bucket elevator

Fig. 17.6.2 Überlauf-Homogenisieranlage

Fig. 17.6.2 Overflow homogenizing arrangement

ser radial unterteilt sind und mit abgestufter Belüftungsintensität arbeiten. Grundsätzlich sind während des Homogenisierungsprozesses mit dem zentralen Belüftungssektor immer zwei sich gegenüberliegende Oktanten gleichzeitig aktiviert. In einem bestimmten rohmehlabhängigen Rhythmus erfolgt die Umschaltung auf die beiden benachbarten Belüftungszonen usw., bis der gesamte Belüftungskreislauf beendet ist (in der Regel nach 40 bis 60 Minuten). Bei dieser Belüftungstechnik wird außer der in ihrer Hauptrichtung vertikal verlaufenden Turbulenzströmung eine gezielte horizontale Massenbewegung als zweite Bewegungskomponente mit hohem Mischeffekt erreicht. Beide sich in ihrer Homogenisierungswirkung ergänzenden Bewegungsabläufe erbringen das das $\frac{1}{8}$ - oder Oktanten-System auszeichnende Homogenisierungsergebnis.

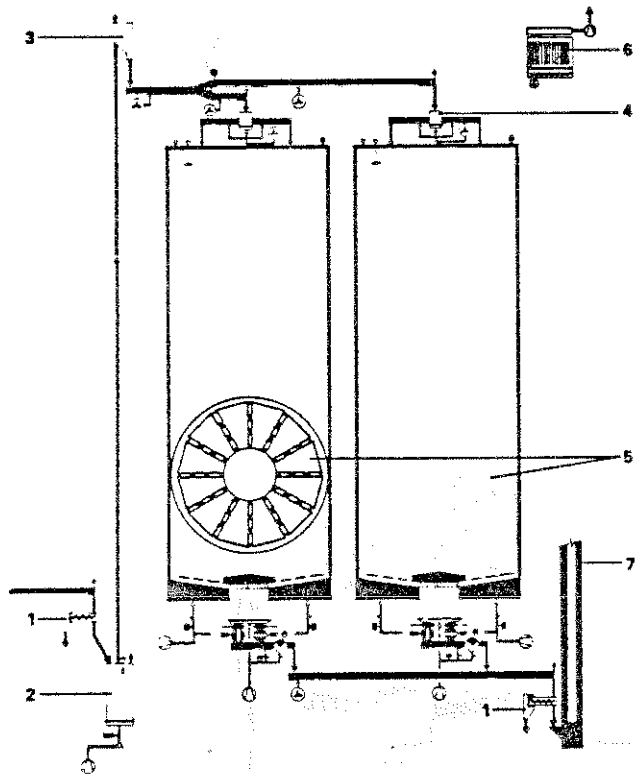


- 1 Probennehmer = Sampler
- 2 Pneumatischer Senkrechtförderer = Vertical pneumatic conveyor
- 3 Fördergutabscheider = Alleviator
- 4 Mischgutverteiler = Blended material distributor
- 5 MULTI-STROM-SILOS = MULTI-STREAM-SILOS
- 6 Staubfilter = Dust collector
- 7 Becherwerk = Bucket elevator

Fig. 17.6.3 Durchlauf-Homogenisieranlage:
MULTI-STROM-SILO

Fig. 17.6.3 In-out homogenizer; MULTI-STREAM-SILO

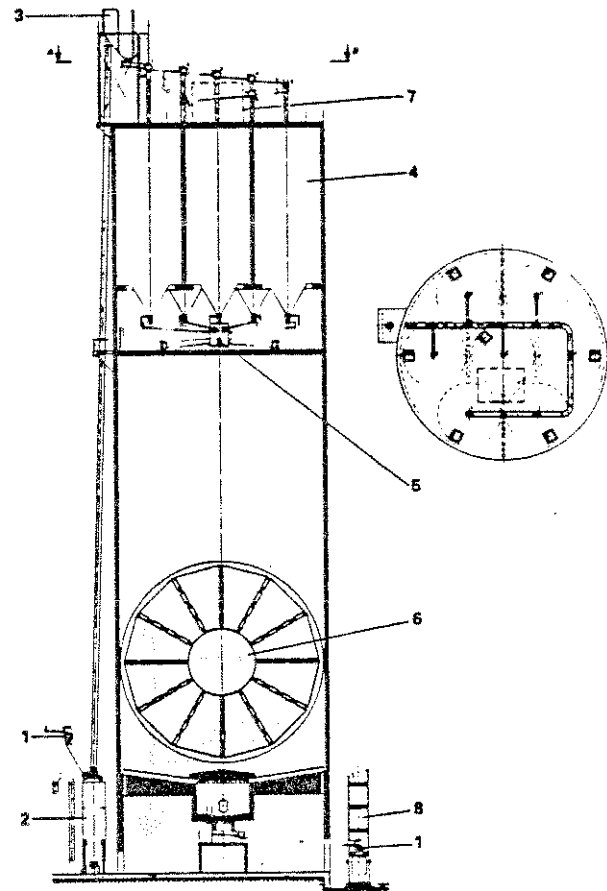
ter. The aeration intensity is performed in steps. Principally, during the homogenizing process, the central aeration area and two octants facing each other, are simultaneously activated. Blending time depends on the mixing error, and in a predetermined rhythmic cycle the next two sections are activated until all 8 sections have been aerated. Total blending time is between 40 to 60 minutes. This aeration technique allows, in addition to the main vertical turbulence a very effective horizontal mass movement as a secondary mixing component, which provides the high degree of homogenization. The two mass movements, i.e. vertical and horizontal, are deciding factors for the efficiency of the $\frac{1}{8}$ - or octant- homogenizing system.



- 1 Probennehmer = Sampler
- 2 Pneumatischer Senkrechtförderer = Pneumatic vertical conveyor
- 3 Fördergutabscheider = Alleviator
- 4 Mischgutverteiler = Blended material distributor
- 5 MULTI-STROM-SILO = MULTI-STREAM-SILO
- 6 Staubfilter = Dust collector
- 7 Becherwerk = Bucket elevator

Fig. 17.6.4. Durchlauf-Homogenisieranlage; MULTI-STROM-SILOS in Parallelschaltung

Fig. 17.6.4. In-out homogenizer MULTI-STREAM-SILOS in parallel circuit arrangement



- 1 Probennehmer = Sampler
- 2 Pneumatischer Senkrechtförderer = Pneumatic vertical conveyor
- 3 Fördergutabscheider = Alleviator
- 4 Vorsilos = Pre-silos (storage bins)
- 5 Mischgutverteiler = Blended material distributor
- 6 MULTI-STROM-SILO = MULTI-STREAM-SILO
- 7 Staubfilter = Dust collector
- 8 Becherwerk = Bucket elevator

Fig. 17.6.5. Chargen-Durchlauf-Homogenisieranlage

Fig. 17.6.5. Batch type in-out homogenizer

Die gleiche Oktanteneinteilung des Belüftungsbodens, jedoch technologisch auf kontinuierlichen Betrieb ausgerichtet, findet bei der Überlaufhomogenisierung Anwendung (siehe Fig. 17.6.2.) Zwei gegenüberliegende Oktanten (der Rohmehleinlaufoktant und der Überlaufoktant) sind ständig belüftet; die restlichen Sektoren werden zeitweise nacheinander zugeschaltet. Dabei kann dieser Anlagentyp so ausgerüstet werden, daß der Betreiber die Anlage sowohl zur Überlaufhomogenisierung (Kaskade) als auch zur Chargenhomogenisierung nutzen kann.

Das MULTI-STROM-SILO (Fig. 17.6.3. und 17.6.4.) ist in seinen charakteristischen Merkmalen ein Durchlaufmischsilos und benötigt außer der Luftauflockerung zur Ausnutzung der Schwerkraftströmung keinen zusätzlichen, auf die Durchführung eines Mischprozesses ausgerichteten Energieaufwand. Die erforderliche geringe Belüftungsintensität ist etwa der einer Entleerung dienenden Auflockerung gleichzusetzen.

The continuous overflow system (see Fig. 17.6.2.) uses the same partition of the silo bottom, however the operation is not interrupted, allowing overflow of the material. Two aeration sections (the one at the inflow and the other at the outflow) are continuously activated, whereas the other sections are active in a rhythmic cycle. This type of silo can also be so modified to operate as overflow or as a discontinuous (batch type) homogenizing arrangement respectively.

The MULTI-STREAM-SILO (Fig. 17.6.3. and 17.6.4.) is principally an in- and outflow system, and requires, besides the aeration to use the density forces of the material, no further energy for blending. The necessary intensity for aeration is approximately the same as required for silo discharge.

Die intervallmäßig beschickte Zentralkammer bildet die Voraussetzung für die notwendige Strömungsintensität im vertikalen Strömungsbereich und hält immer gut fluidisiertes Rohmehl in ausreichender Menge für die Ofenbeschickung bereit.

Das Durchlaufmischverfahren im MULTI-STROM-SILO kann sowohl mit einem Einzelsilo als auch mit zwei Silos in Parallelschaltung durchgeführt werden.

Die Entscheidungskriterien für ein oder zwei Silos können bautechnisch vorrattsmengenbezogen oder auf den notwendigen Mischeffekt ausgerichtet zu sehen sein.

Ein quasi kontinuierliches System verkörpert die Chargen-Durchlaufhomogenisierung, dargestellt in Fig. 17.6.5. Hierbei handelt es sich um eine Anlage, die in zwei Siloetagen erstellt wird. Die obere Etage erfaßt in 7 Silos jeweils eine Charge, die aus Gründen der zu erfassenden Schwankungsbreite des Rohmehles 8 bis 10 Mühlenbetriebsstunden entspricht.

Die Silozellen werden nacheinander gefüllt und nach der Füllung der letzten Silozelle gleichzeitig entleert. Dabei werden die 7 auslaufenden Materialströme einem Mischgutverteiler zugeführt, der sich zwischen den beiden Siloetagen befindet. Durch das Verschneiden der 7 Materialströme auf engstem Raum im Mischgutverteiler und die Zuführung des Mischgutes über verschiedene Einlaufpunkte in die untere Siloetage erfolgt eine Strömungsvermischung.

Die aus einem MULTI-STROM-SILO bestehende untere Siloetage setzt das ihr chargenweise zugeführte Mischgut in einen kontinuierlichen Nachmischvorgang um.

Fig. 17.6. – 17.6.5. sind von Krupp Polysius.

17.3. SKET/ZAB-Mischverfahren (der Firma SKET Zement-Anlagen-Bau, Dessau, DDR)

In Abhängigkeit von den jeweiligen Rohstoffbedingungen baut SKET/ZAB nachstehende Mischverfahren:

- die pneumatische Homogenisierung (chargenweise oder kontinuierlich)
- die Auslaufhomogenisierung

Fig. 17.7. zeigt einen pneumatischen Chargenmischer in Doppelstocksilobauweise. Während die Belüftung des Homogenisiersilos nach dem SKET/ZAB-Streifenverfahren, d. h. durch abwechselnd aktiv und passiv belüftete Auflockerungskästen in Streifenanordnung erfolgt, ist der Boden des Vorratssilos mit einem konisch ausgebildeten Verdrängungskörper ausgerüstet, um den herum sich eine belüftete Innen- und Außenringfläche befindet. Die Ringflächen sind dabei jeweils in acht Sektoren aufgeteilt.

Zur Gewährleistung eines kontinuierlichen Materialabzugs ist auch die Bodenfläche unterhalb des Ver-

The periodical feeding of the central chamber is the requirement for the necessary intensity of the material movement within the vertical turbulence area. It retains at all time a sufficient quantity of good fluidized material to feed the kiln system.

The in- and outflow system as a MULTI-STREAM-SILO can be used not only as a single silo but also as two silos working in parallel.

The deciding criteria to install one or two silos will depend on first cost, storage capacity, and on the required mixing intensity.

A quasi continuous system represents the in- and outflow homogenization, having pre-storage bins as shown in Fig. 17.6.5. This installation has two silo levels. The upper level has 7 storage bins of a capacity for 8 to 10 hours of mill operation to store the material of fluctuating composition.

The storage bins are filled one after another and, after the last bin is filled, they are emptied simultaneously. The material from all 7 bins flows into a material distributor, located between the silo levels. Cutting the material stream from the 7 bins in the restricted area of the distributor, and feeding it at several points in the lower storage silo, a turbulent mixing is achieved.

In the lower storage silo the different charges from the 7 storage bins are further blended in a continuous homogenizing process.

Fig. 17.6. – 17.6.5. are from Krupp Polysius.

17.3. SKET/ZAB Homogenizing system (of the SKET Zement-Anlagen-Bau Co., Dessau, German Democratic Republic)

Depending on the chemistry of the raw materials, SKET/ZAB manufactures the following homogenizing systems:

- pneumatic homogenizing (batch-type or continuous operation)
- discharge homogenizing

Fig. 17.7. shows a pneumatic homogenizing discontinuous mixing and a storage silo in piggyback construction. The upper homogenizing silo operates according to the SKET/ZAB mixing stripe system. The installed aeration pads from stripes across the silo floor; the stripes are alternately aerated, whereas the lower storage silo is equipped with a conically shaped silo floor around which aeration pads are placed in ring form. These rings are divided in eight sections.

To assure a continuous material flow from the silo, the area below the displacement body is also

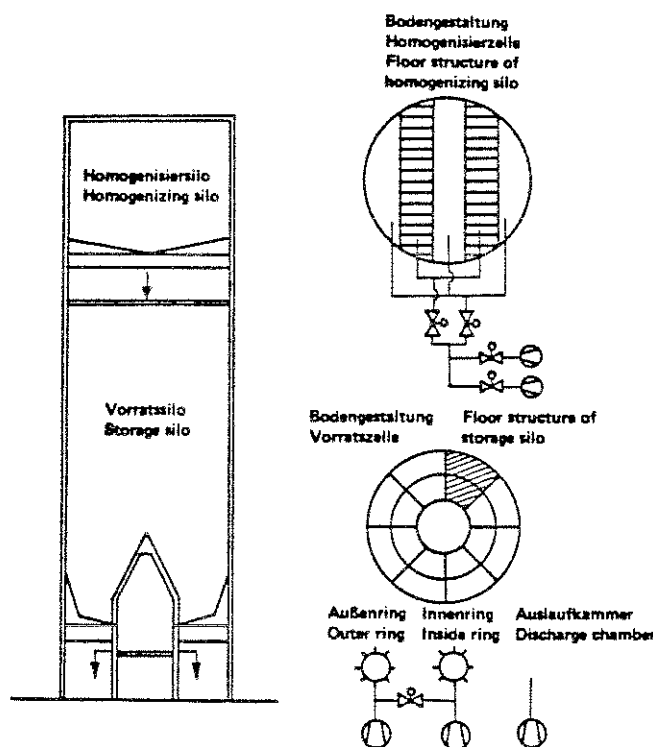


Fig. 17.7. Pneumatischer Chargenmischer mit SKET/ZAB-Streifenbelüftung und Auslaufhomogenisierung

Fig. 17.7. Pneumatic discontinuous homogenizing arrangement using SKET/ZAB stripe aeration system and discharge homogenizing

drängungskörpers mit Auflockerungskästen belegt und im Betriebsfall ständig belüftet. Es sind Vergleichmäßigungsgrade von 8 bis 12 erreichbar, und der spezifische Gesamtenergieaufwand beträgt dabei 1.1 bis 1.6 kWh/t.

Bei der sogenannten Auslaufhomogenisierung, bei der die Rohmehlbevorratung und Homogenisierung in einem Silo erfolgt, werden Vergleichmäßigungsgrade von 4 bis 6 bei einem spezifischen Gesamtenergieaufwand von 0.4 bis 0.6 kWh/t erreicht.

equipped with aeration pads which are continuously operated during material discharge. An equalization factor of 8 to 12 is possible, and the total specific power consumption is between 1.1 to 1.6 kWh/t (metric).

With the so-called discharge homogenizing system, when homogenizing and storage takes place in one silo, an equalization factor of 4 to 6 can be achieved, and the total specific power consumption varies between 0.4 and 0.6 kWh/t (metric).

17.4. CF-Silo der F. L. Smidth Co.

FLS hat ein neues, kontinuierlich arbeitendes Misch- und Vorratssilo für Zementrohmehl mit der Bezeichnung CF Silo (Controlled Flow) entwickelt, aus dem das Material gleichzeitig mit verschiedenen Geschwindigkeiten durch mehrere Auslaßöffnungen im Siloboden herausläuft. Das neue System, das die Ofenaufabeeinrichtung umfaßt, sichert eine gleichförmige Zusammensetzung der Ofenaufgabe mit möglichst niedrigen Investitionskosten sowie Kraftbedarf für Materialmischung und Bevorratung.

Das CF Silo ist eine für Dauerbetrieb berechnete Anlage, die das in der Zementproduktion verwendete Rohmehl mischt und lagert.

Um einen hohen Grad von Homogenität mit einem kontinuierlich und ohne Belüftung betriebenen Durchlaufsilo zu erzielen, müssen zwei Bedingungen erfüllt werden:

1. Der Rohmehl-vorrat im Silo muß in ständiger Bewegung zu den Auslaßöffnungen gehalten werden.

17.4. CF silo of the F. L. Smidth Co.

FLS have developed a new, continuously operated silo for blending and storage of cement raw mix, called the CF silo (Controlled Flow), which extracts the material simultaneously at different rates from a number of outlets in the silo bottom. The new system, incorporating kiln feed equipment, ensures stable kiln feed composition with minimum power consumption and investment costs for blending and storage.

The CF silo is a continuously operating blending and storage plant for raw mix which is used in the production of cement.

In order to achieve a high degree of homogeneity in a continuously operating flow-through silo without air agitation, two conditions must be met:

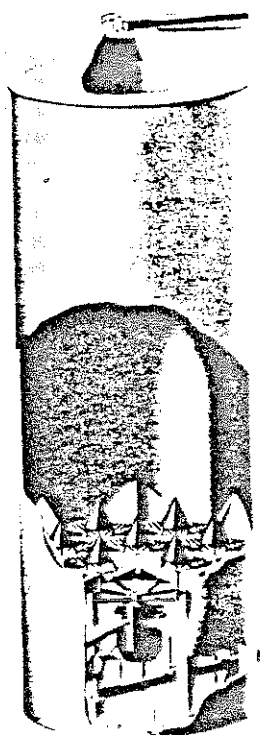
1. All the raw mix in the silo must be kept in constant movement towards the outlet openings.

2. Im Durchlauf durch das Silo muß das Rohmehl unterschiedliche Aufenthaltszeiten haben.

Dies wird durch das CF-Siloverfahren erzielt, das darin besteht, das Rohmehl mit verschiedenen Geschwindigkeiten durch mehrere Öffnungen im Siloboden zu entleeren und die Materialströme von den verschiedenen Auslaßöffnungen zu mischen. Dieses Verfahren teilt das Silo in mehrere Materialströme, die mit unterschiedlicher Geschwindigkeit parallel laufen. Nach diesem Vorgang erfolgt eine abschließende Verschneidung in einem kleinen, belüfteten Ofenaufgabe- bzw. Mischbehälter. Hierdurch wird eine Ofenaufgabe mit beständiger chemischer Zusammensetzung gesichert. Das CF-Silo ist mit programmierbarem Regler für die Rohmehlauslaßvorrichtung ausgerüstet.

Beschreibung

Die Konstruktion des Silos wie in Fig. 17.8. gezeigt, ist grundsätzlich für die verschiedenen Silodurchmesser, die zwischen 14 und 31,5 m variieren können, dieselbe.



Der gehobene Boden wird von sechs Hauptsäulen gestützt. Der Ofenaufgabe- oder Mischbehälter steht darunter. Der Siloboden hat sieben Auslaßöffnungen.

Das Material wird dem Silo fortlaufend zugeführt. Die Decke des Silos ist mit Standardvorrichtungen versehen, sowie Mannloch, Über- und Unterdruckventile und Pegelstab.

2. The raw mix passing the silo must have different residence times.

This is attained by the operating principle of the CF silo, which extracts raw mix at different rates from several points in the silo bottom, and mixes the streams from the various outlets. This in fact divides the silo into a number of flow streams which operate in parallel at different flow rates, this process being followed by final blending in a small aerated kiln feed or blending bin. A kiln feed with stable chemical composition is thus obtained. The CF silo is provided with a programable control unit for its extraction equipment.

Description

The design of the silo, as shown in Fig. 17.8. is basically the same for the various silo diameters ranging from 14 m to 31.5 m.

Fig. 17.8. Die Konstruktion des CF-Silos ist für verschiedene Durchmesser die gleiche

Fig. 17.8. The design of the CF silo is for various silo diameters the same

The raised bottom is supported on six main columns, and the kiln feed or blending tank is positioned underneath. The silo bottom is provided with seven extraction outlets.

The material is continuously supplied to silo. The top deck of the silo is equipped with standard features including a manhole, over- and underpressure valves, and level indicators.

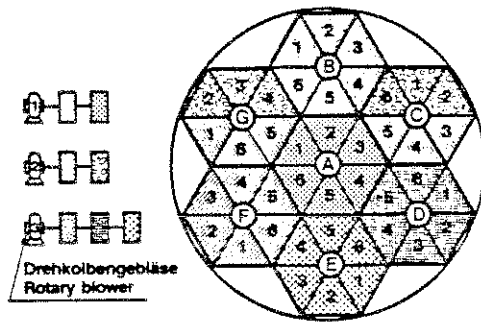


Fig. 17.8.a. CP-Silogrundfläche ist in sieben identische hexagonale Sektoren geteilt

Fig. 17.8.a. The CP silo bottom is divided into seven identical hexagonal sectors

Wie Fig. 17.8.a. veranschaulicht, ist die Silogrundfläche in sieben identische hexagonale Sektoren geteilt.

As shown in Fig. 17.8.a. the silo bottom is divided into seven identical hexagonal sectors.

In der Mitte jedes hexagonalen Sektors ist eine Auslaßöffnung mit einem kegelförmigen Stahldeckel angebracht. Diese Stahlkegel dienen zur Reduzierung des Druckes über den Auslässen und zur Sicherung der Entnahme des Rohmehls vom belüfteten Teil des Silobodens.

At the center of each hexagonal sector an outlet opening is located, supplied with a conical steel cover. These steel cones are designed to reduce the pressure above the outlets, and to ensure extraction from the aerated part of the silo bottom.

Jeder dieser Sektoren ist in sechs dreieckige Felder unterteilt. Der Boden besteht somit aus 42 Feldern, die alle mit Luftverteilungskästen versehen sind. Diese 42 separaten Felder stellen 42 Einzelflächen dar, aus denen das Material nach einem festgelegten Programm entnommen werden kann. Das Material sinkt an der Grundfläche des Auslaßkegels schneller als an den danebenliegenden Flächen. Dieser Umstand resultiert in einer zusätzlichen Differenzie-

Each of these sectors is divided into six triangular subsectors. Thus, the bottom consists of a total of 42 subsectors, all of which are provided with aeration units. These 42 separate subsectors represent 42 individual areas from which the material can be extracted according to a predetermined program. The fact that the material sinks faster around the base of the outlet cones than in adjacent areas results in additional differentiation of the sinking velocity.

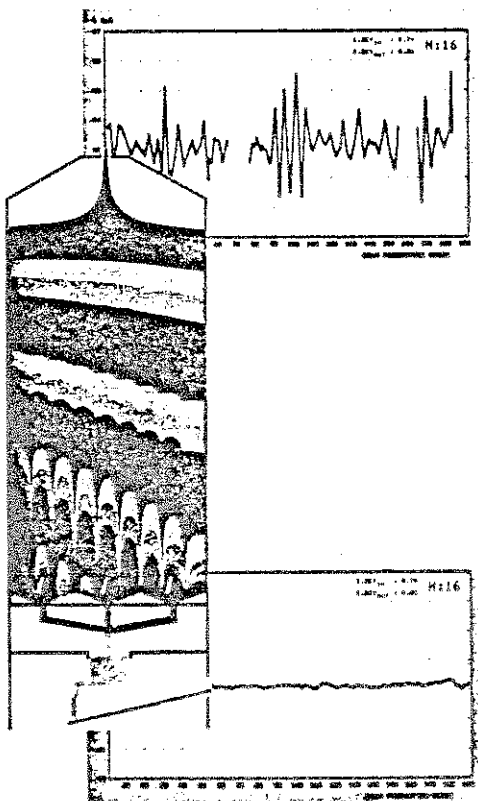


Fig. 17.8.b. Verbesserung der Homogenisierung durch Differenzierung der Sinkgeschwindigkeit des Rohmehls aus dem Silo

Fig. 17.8.b. Improving of homogenization by differentiation of the sinking velocity of the raw mix from the silo

zung der Sinkgeschwindigkeit und verbessert so die Homogenisierung (siehe Fig. 17.8.b). Von den Auslaßöffnungen wird das Rohmehl durch geeignete Transporteinrichtungen zum Ofenaufgabebehälter geleitet, der auf Kraftmeßdosen montiert ist.

Die eigentliche Homogenisierung erfolgt durch gleichzeitiges Öffnen von drei der sieben Auslässe, indem jedes Gebläse jeweils nur eines der Felder belüftet. Diese Verteilung bewirkt einen niedrigen Kraftbedarf. Der spezifische Kraftbedarf eines Silos für eine 2500 t/24 h Klinkerproduktion beträgt gemäß F. L. Smidth etwa 0.2 kWh/t Rohmehl.

Die Steuerung des CF-Silos erfolgt durch einen örtlich angeordneten Kontrollschrank mit Programmsteuerung. Die Reihenfolge des Entleerens durch die sieben Auslässe, das Öffnen der Klappen und die Belüftung eines jeden Feldes sind programmiert.

Die verschiedenen von den Auslässen kommenden Materialgeschwindigkeiten werden durch Variieren der Öffnungszeiten der Klappen sowie der Durchlaufgeschwindigkeit durch die einzelnen Auslauföffnungen erzeugt.

which further improves the homogenization process (see Fig. 17.8.b). From the extraction outlets the raw mix is led via proper conveying arrangements to the kiln feed bin, which is mounted on load cells.

In actual operation homogenization is performed by using three of the seven discharge outlets simultaneously, each blower aerating only one subsector at a time. This distribution results in low power consumption. According to F. L. Smidth the specific power consumption of a silo for a clinker production of 2500 t/day amounts to about 0.2 kWh/t of raw mix.

The CF silo control is effected via a locally installed control cabinet with a PC (Programable Controller). The sequence of extraction from the seven outlets, the opening of the flap valves, and the aeration of each subsector is programed by the PC.

The different flow rates from the outlets are achieved by varying the opening times of the flap valves, and by varying the discharge rate of the raw mix through each flop valve.

17.5. Möller-Homogenisierverfahren (Firma Johannes Möller, Hamburg)

17.5. Möller homogenizing processes (Johannes Möller Company, Hamburg, W. Germany)

17.5.1. Scherstrom-Homogenisierverfahren

17.5.1. Shearing-stream process

Dieses Verfahren wird angewandt, wenn mit großen Einlaufschwankungen im CaCO_3 -Gehalt (ca. $\pm 5\%$) gerechnet werden muß. Entsprechend dem Möller-Scherstrom-Verfahren ist der Siloboden hierbei in vier flächengleiche Abschnitte aufgeteilt. Jeweils eines der Felder wird für die Homogenisierung mit Aktiv-Luft beaufschlagt; die drei restlichen Felder mit sogenannter „Inaktiv-Luft“. Diese dient zur Fluidisierung des darüber befindlichen Rohmehls, das dann durch die wesentlich intensivere Aktiv-Luft zur Umwälzung gezwungen wird (siehe Fig. 17.9. und 17.10.).

This process is used in applications with large input variations of the CaCO_3 -content (approximately $\pm 5\%$). The silo bottom is divided into four aeration fields. For a given period of time, only one field is aerated with a strong stream of air (active air); the three remaining fields are less vigorously aerated (inactive air). This produces a turbulent upward current of air and cement raw mix, while at the same time a downward shearing current is generated above the remaining fields (see Fig. 17.9. and 17.10.).

Die notwendige Mischzeit ist unter anderem abhängig von der Beschaffenheit des Mischgutes, der Größe des Homogenisiersilos, der Mischluftmenge und deren Druck.

The mixing time depends among others on the properties of the material, the size of the blending silo, and on the volume and pressure of the blending air.

Meistens befinden sich die Homogenisiersilos oberhalb eines Vorratssilos, so daß das Rohmehl nach dem Homogenisieren direkt in diese gegeben werden kann.

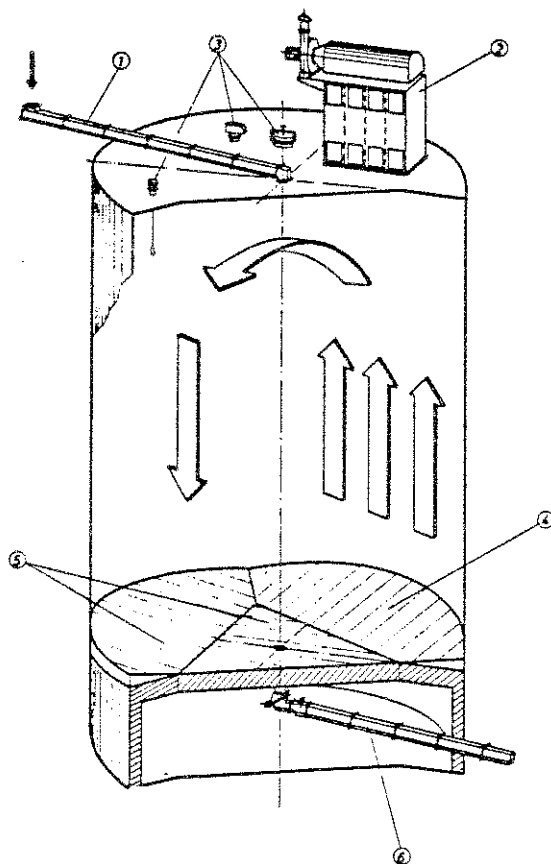
In many cases the homogenizing silo is located on top of the storage silo, which enables a gravity discharge of the homogenized raw mix, directly into the storage silo.

Für dieses Homogenisierverfahren werden vom Hersteller folgende Vor-(+) und Nachteile (-) genannt:

For this homogenizing process, the manufacturer quotes the following advantages (+) and disadvantages (-):

- + Einlaufschwankungen dürfen groß sein ($\pm 5\%$)
- + Auslaufschwankungen sind gering
- Relativ hohe Baukosten
- Relativ hoher Leistungsbedarf

- + Large input variations allowed ($\pm 5\%$)
- + Output variations are small
- Relatively high construction cost
- Relatively high power requirement



- ① BESCHÜBLUNGSFÖRDERLINNE
CHARGING AIRSLIDE
- ② FILTER
- ③ SILDZUBEHÖR:
SILO ACCESSORIES:
MANNLOCH
MANHOLE
SICHERHEITSSKLAPPE FÜR ÜBER-UND UNTERDRUCK
SAFETY VALVE FOR HIGH-AND LOW PRESSURE
FÜLLSTANDMESSGERÄT
HIGH LEVEL LIMIT INDICATOR
SEITL. SILDEINSTRITZTÜR
LATERAL SILO ENTRANCE DOOR
- ④ AKTIVFELD
ACTIVE FIELD
- ⑤ INAKTIVFELD
INACTIVE FIELD
- ⑥ ABZUGSFÖRDERLINNE MIT REGEL UND
ABSPERRORGAN
DISCHARGE AIRSLIDE WITH CONTROL AND
SHUT-OFF ELEMENT
- WEITERES ZUBEHÖR:
FURTHER ACCESSORIES:
MISCHLUFTVERTEILER
MIXING AIR DISTRIBUTOR
2 DREHKOLBENGEBLÄSE
2 ROTARY PISTON BLOWERS

Fig. 17.9. Scherstrom-Homogenisiersilo

Fig. 17.9. Shearing stream homogenizing silo

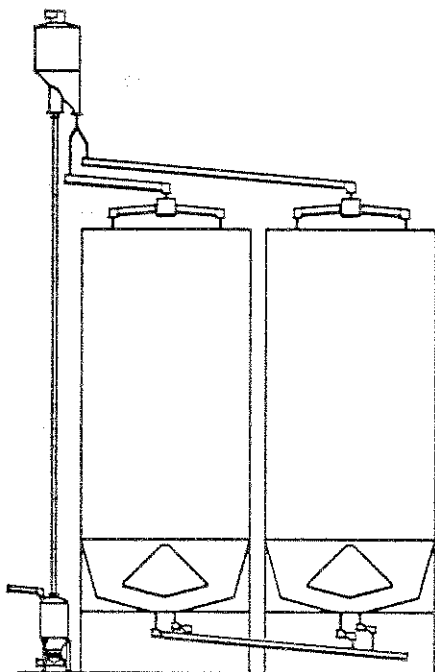


Fig. 17.10. Scherstrom-Homogenisiersilos angeordnet oberhalb von Rohmehl-Vorratssilos

Fig. 17.10. Shearing-stream homogenizing silos arranged on top of raw mix storage silos

17.5.2 Homogenisieren mit Oberstocksilos

Dieses Verfahren findet Anwendung, wenn nach dem Mahlvorgang ein Rohmehl mit einer geringen Variationsbreite (ca. $\pm 1.5\%$) vorliegt. Ein Mischbett sollte also vorgeschaltet sein. In diesem Fall sind oberhalb eines großen Rohmehl-Lagersilos mehrere Silozellen

17.5.2 Homogenizing with upper floor silos

This process is used if the raw mix leaving the raw mill shows only small quality variations (approximately $\pm 1.5\%$). In such cases usually prehomogenization of the raw material components is applied. In this case several silo cells are located on top of a

angeordnet. Diese werden nacheinander im Überlaufverfahren beschickt. Nach Füllung sämtlicher Silozellen werden die Absperroorgane gleichzeitig geöffnet. Das Rohmehl gelangt nun durch pneumatische Förderrinnen bzw. Fallschurren in einen zentral angeordneten Sammeltopf. Hier tritt eine Verschneidung der ankommenden Komponenten ein, ohne daß dazu eine zusätzlich von außen einwirkende Kraft nötig ist. Vom Sammeltopf wird das Rohmehl direkt dem Lagersilo zugeführt (siehe Fig. 17.11.).

large storage silo. These silo cells are consecutively filled, applying the silo overflow method. After the silo cells are filled, all discharge gates open simultaneously. After passing air trough conveyors or inclined chutes, the raw mix is accumulated in a centrally arranged collecting container. Here, the incoming components are blended, without the help of an additional power supply. From the collecting container, the raw mix is directly discharged into the storage silo (see Fig. 17.11.).

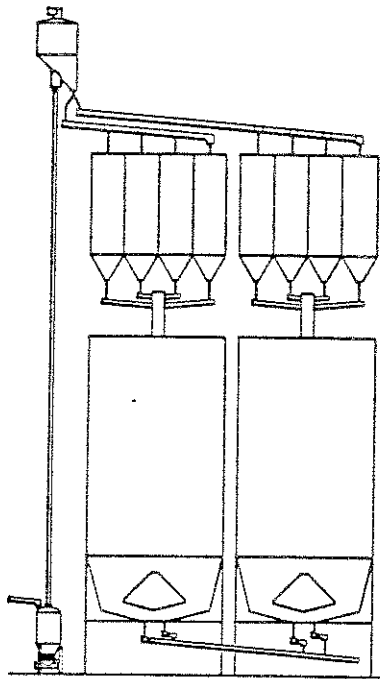


Fig. 17.11. Homogenisieren mit Oberstocksilos

Fig. 17.11. Homogenizing with upper floor silos

Vor- und Nachteile dieser Methode sind:

- + Geringer Leistungsbedarf
- + Verringerung der Auslaufschwankungen um ca. Faktor 5
- Geringe Einlaufschwankungen sind geboten
- Relativ hohe Baukosten

Advantages and disadvantages of this method are:

- + Low power requirements
- + Decrease of output variations by approx. factor 5
- Low input variations are required
- Relatively high construction cost

17.5.3. Durchlaufhomogenisierung im Kegelkammer-silo

Dieses Verfahren setzt ein Rohmehl mit sehr geringen Einlaufschwankungen (ca. $\pm 1\%$) voraus. Die Vorschaltung eines Mischbettes ist also Voraussetzung.

Das Rohmehl wird einer oberhalb des Silos angeordneten Verteilerwanne zugeführt, von der aus mehrere pneumatische Förderrinnen sternförmig abgehen (Verteilerspinn). Diese werden umlaufend über einen rotierenden Luftverteiler mit Fluidisierungsluft beaufschlagt, so daß das Rohmehl sich zeitabhängig über die gesamte Silofläche verteilt und eine erste Materialverschneidung eintritt.

17.5.3. Throughput homogenizing in a cone-compartment silo

This process can be used only for a cement raw mix with narrow input variations (about $\pm 1\%$). In this case, prehomogenizing of the raw material components is a prerequisite.

The raw mix is conveyed into a distribution basin. This container is supplied with radially arranged pneumatic trough conveyors (distribution spider). Supply of fluidizing air to the pneumatic trough conveyors comes from a rotating air distributor, so that the material is consecutively distributed over the total silo cross-section; this is the first step of raw mix blending.

Zur Optimierung des Geschwindigkeitsprofils und der Auflockerungsfläche, ist das Silo konisch eingezogen. Die gesamte verbleibende Grundfläche wird mit Auflockerungsrinnen ausgelegt. Beim Austrag werden diese segmentweise umlaufend belüftet (siehe Fig. 17.12. und 17.13.). Die zweite Verschneidung des Rohmehls erfolgt im Durchlauf. Die Befüllung und der Abzug erfolgen nach einem vorbestimmten, zeitlich einstellbaren Rhythmus, jeweils um 180 Winkelgrade versetzt [170].

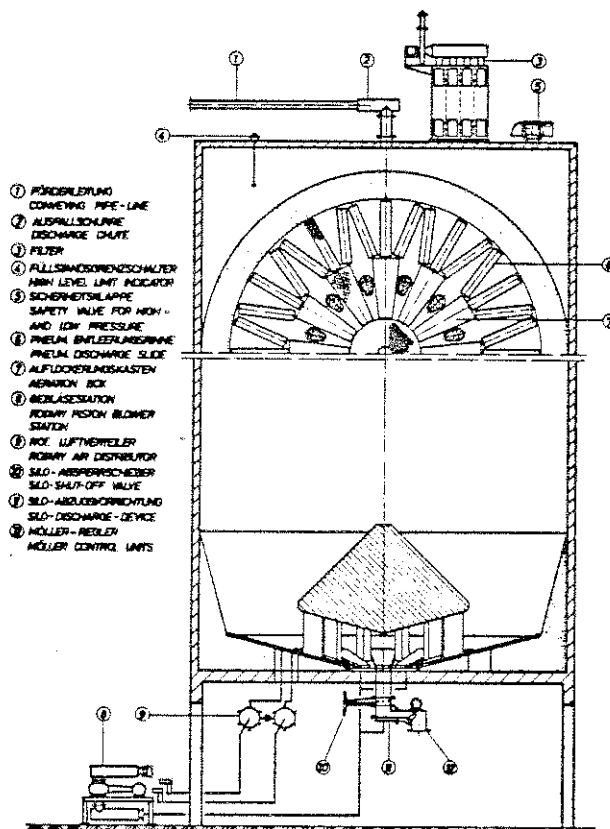


Fig. 17.12. Kegelkammersilo zur Rohmehl-Homogenisierung

Fig. 17.12. Cone-compartment silo for raw mix homogenizing

For optimization of the velocity profile, and of the aeration surface, the lower part of the silo is conically shaped. The total remaining ground floor is furnished with aeration troughs. During silo discharge, these troughs are consecutively aerated on a revolving sequence (see Fig. 17.12. and 17.13.). The second blending of the raw mix occurs during passage through the silo. Filling and discharge of the silo are timed according to an adjustable cycle, which, at any given time is displaced by 180 angular degrees [170].

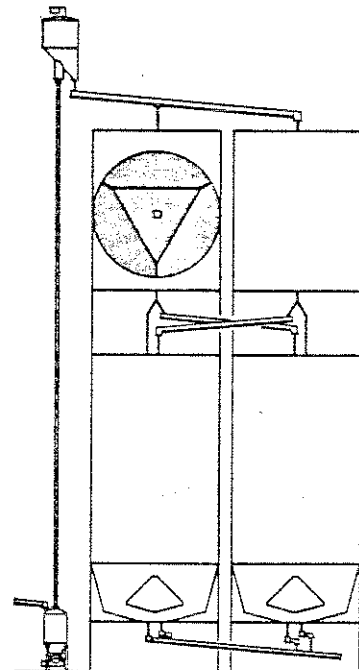


Fig. 17.13. Durchlaufhomogenisierung im Kegelkammersilo

Fig. 17.13. Throughput homogenizing in the cone-compartment silo

Die Konzeption der Durchlauf-Homogenisierung ermöglicht eine Verminderung der Silokapazität um etwa 40 bis 50 % gegenüber Verfahren 17.5.1. und 17.5.2., da das Silo sowohl als Vorrats- als auch als Homogenisiersilo genutzt wird.

Vor- und Nachteile dieses Verfahrens sind:

- + Wesentliche Baukostenersparnis
- + Geringer Leistungsbedarf
- + Verringerung der Auslaufschwankungen um Faktor 5–10
- Kleine Einlaufschwankungen sind Voraussetzung

The conception of the throughput blending allows for a reduction of the silo capacity by about 40–50 %, as compared to the processes described under items 17.5.1. and 17.5.2., since the storage silo is simultaneously used also as a blending silo.

Advantages and disadvantages of this process are:

- + Considerable reduction of construction costs
- + Low power requirement
- + Decrease of output variations by factor 5–10
- Low input variations are a prerequisite

17.6. Das IBAU-Zentralkegel-System (IBAU HAMBURG)

Dieses kontinuierliche Mischverfahren nutzt das Silo gleichzeitig zur Rohmehl-Bevorratung (siehe Fig. 17.14.)

Die Beschickung erfolgt über einen neuartigen Verteilerkonus zum besseren Aufbau der unterschiedlichen Materialschichten.

Das Mischen des Rohmehls erfolgt dadurch, daß die eingelagerten Materialschichten (1) unterschiedlichen CaCO_3 Gehaltes durch sog. Trombenbildung (2) ineinanderfließen und sich vermischen, d. h. der Gravitationsfluß in den Tromben erzeugt die Mischwirkung.

Der Siloboden ist in Belüftungssektionen aufgeteilt (3).

Jeder Sektion ist ein Dosierschieber (5) und eine Luftklappe (4) zugeordnet. Drei Gebläse (6) mit je 6 kW Kraftbedarf stehen für die Silobodenbelüftung zur Verfügung. Je drei Sektionen werden über einen zu variierenden Zeitraum belüftet. Dadurch werden gleichzeitig drei Tromben aufgebaut, die sich vom Siloboden her bis zum Materialspiegel im Silo vergleichsweise langsam ausbilden. Die Trombenbildung wird dabei so gesteuert, daß frisch in das Silo eingemahlene Rohmehl nicht zum Siloauslauf durchschießen kann, da vorher die drei Dosierschieber der belüfteten Sektionen geschlossen werden und drei neue Tromben in drei anderen Sektionen aufgebaut werden. Das bedeutet, daß ein kontrolliertes Fließen von Mischtromben gewährleistet ist, eine zwingende Voraussetzung für eine gute Mischleistung.

Der Energiebedarf beträgt 0.1 bis 0.3 kWh/t Rohmehl.

17.6. The IBAU-Central cone-system (IBAU HAMBURG/WEST GERMANY)

The blending silo is simultaneously used for a continuous blending process as well as for raw mix storage (see Fig. 17.14.)

The feeding of the silo takes place via a novel type of distributor cone ensuring a controlled build-up of the different material layers.

Homogenizing the raw mix i. e., blending the respective layers (1), is achieved by causing the layers of different CaCO_3 content to flow together by funneling (2) action and thus merging with one another. The gravity flow in the funnels produces the blending effect.

The bottom of the silo is divided into aeration sections (3).

Each section has a flow control gate (5) and an air valve (4) assigned to it. Three blowers (6), each of 6 KW rating are available for aerating the silo bottom. The sections are aerated three at a time for varying periods. As a result, three funnels are formed simultaneously, developing relatively slowly from the silo bottom to the upper surface of the stored material. This funnel formation process is so controlled, that fresh raw mix which has just been fed into the silo cannot rush straight through to the silo outlet. This being prevented by first closing the three gates of the aerated sections and causing three new funnels to develop in three other sections. This ensures controlled flow behaviour of the blending funnels, which is essential to good blending performance.

The power consumption amounts to 0.1--0.3 kWh/t (metric) of raw mix.

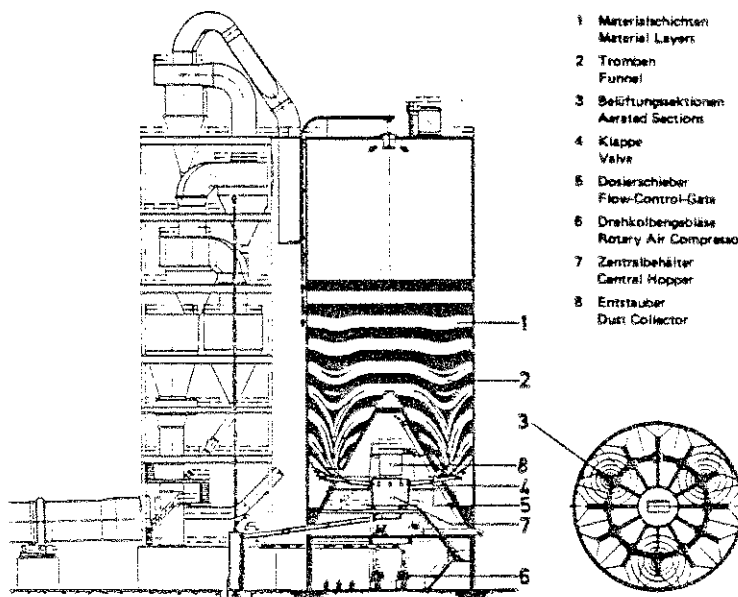
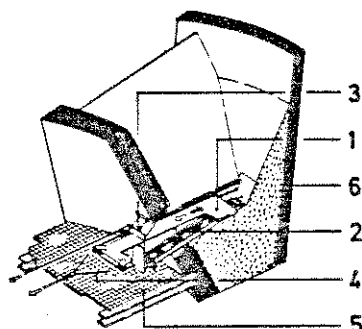


Fig. 17.14. IBAU Zentralkegel-Mischsilo

Fig. 17.14. IBAU Central Cone Blending Silo



- 1 Schieberblech = Cut off gate
- 2 Belüftungsrinnen = Fluidslides
- 3 Auslaufrahmen = Discharge frame
- 4 Seilzug = Ropes
- 5 Bedienungsbühne = Operator platform
- 6 Silokegel = Silo cone

Fig. 17.15. Steckschieber für Rinneninspektion

Fig. 17.15. Cut off gate for fluidslide inspection

Jede der Belüftungssektionen (Fig. 17.15.), die als einfache Steckrinnen (2) ausgeführt sind, kann durch ein Schieberblech (1) am Siloauslaufrahmen (3) abgesperrt werden.

Dies ist völlig neuartig, da dadurch während des Betriebes ein Austausch der Belüftungssektionen erfolgen kann. Das Schieberblech stellt sicher, daß während einer Reparatur oder Kontrolle kein Rohmehl in die Belüftungssektionen eindringt. Durch diese Maßnahme kann ein sonst übliches stand-by Silo entfallen, da der Mischbetrieb auch bei Reparaturen in keiner Weise gestört wird.

Ein Leerfahren des Silos zur Kontrolle oder Reparatur der Belüftungseinheiten im Siloinnenraum ist nicht mehr notwendig.

Ein Filter (8) auf dem Zentralbehälter (7) sorgt für einen staubfreien Betrieb der Anlage (Fig. 17.14.). Die im Kegel angeordnete Belüftung mit acht- bis zehnfachem Luftwechsel pro Stunde sorgt für gute Betriebs- und Wartungsbedingungen. Alle Aggregate, einschließlich der Belüftungssektionen im Siloinnenraum sind so unter dem Kegel angeordnet, daß sie für das Betriebspersonal gefahrlos und leicht zugänglich sind.

Das im CaCO_3 -Gehalt vergleichmäßigte Rohmehl wird über geschlossene Luftförderrinnen einem Waagbunker (7) zugeführt, der zentral unterhalb des Silokonus angeordnet ist. Dieser steht auf drei Druckmeßdosen, die in das DICONT-System* integriert sind.

Die Dosierung des Rohmehls für einen kontinuierlichen Ofenbetrieb erfolgt über einen Dosierschieber, der vom DICONT angesteuert wird. Das Rohmehl wird über einen Rinnentransport dem Airlift (System IBAU) zugeführt.

Bei einem Silo beträgt die Mischleistung 7 : 1, bei zwei Silos im Parallelbetrieb 10 : 1 und bei drei Silos im Parallelbetrieb 15 : 1.

Der DICONT 031 arbeitet nach dem Differentiationsprinzip. Hierbei muß die Förderung pro Mengeneinheit dem vorgegebenen „Zeit-“ Sollwert entsprechen.

Each of the aeration sections (Fig. 17.15.), which are designed as simple fluidslides (2), can be closed by means of a cut-off gate (1) located at the discharge frame (3).

This is an entirely novel system in that exchange (replacement) of the aeration sections can be done while the plant is in operation. The cut-off gate ensures that no raw mix can enter the aeration sections during repairs or inspections. Thanks to these arrangements, an otherwise needed stand by silo can be dispensed, since the blending/homogenizing function can continue undisturbed even while repairs are in progress.

Hence it is no longer necessary to empty the silo for checking or repairing the aeration units in the interior.

The filter (8) on the central bin (Fig. 17.14.) prevents any dust nuisance arising from the plant in operation. The aeration system installed in the cone, with eight to ten air changes per hour, provides good operating and servicing conditions. All the items of equipment, including the aeration sections in the interior of the silo, are so arranged under the cone that they are easily and safely accessible to attendant personnel.

The raw mix homogenized for CaCO_3 content is fed through closed airslides to a weigh hopper (7) installed centrally under the cone in the silo. The hopper is supported on three load cells which are integrated in the DICONT* system.

The raw mix required for continuous kiln operation is fed through a flow control gate which is controlled by the DICONT system: The mix is supplied to the IBAU air lift through pneumatic conveyors.

The blending ratio for one silo is 7 : 1, for two silos in parallel operation 10 : 1 and for three silos in parallel operation 15 : 1.

The working principle of the DICONT 031 is based on the differentiation method. Conveying rate per measured unit has to be equal to the "time" set value.

* DICONT-System ist ein automatisches Rohmehl-Zuteilungssystem.

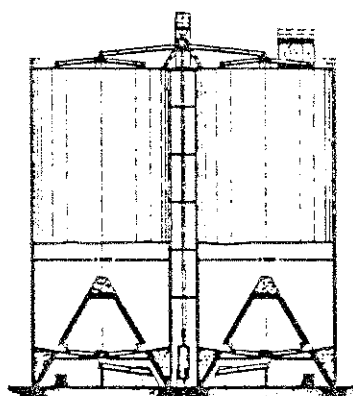
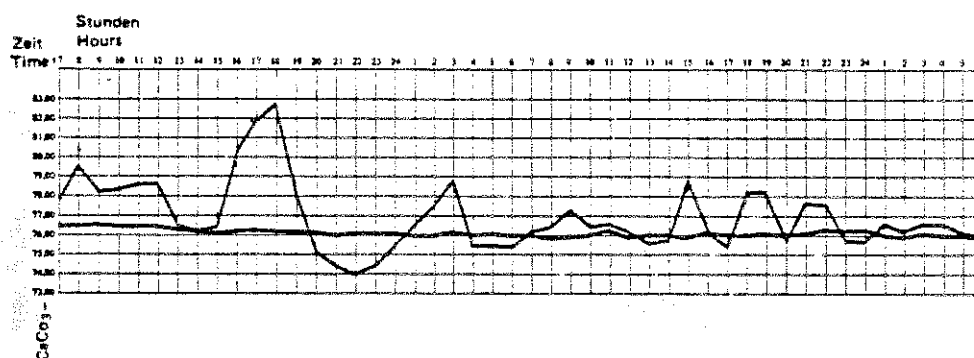
* DICONT-system is an automatic raw mix feeding system.

17.5. Das IBAU-Zentralkegel-System

Das System besteht aus einem Waagenbunker mit regelbarem Austrags-Dosierschieber und dem DICON 031. Der DICON 031 regelt den Bunkeraustrag und über eine Silosteuerung die Befüllung des Bunkers.

Der Waagenbunker wird auf einen MAX-Wert gefüllt und im Anschluß daran bis auf einen MIN-Wert entleert. Die Gewichts-differenz zwischen MAX- und MIN-Wert ist innerhalb einer durch den Sollwert vorgegebenen Zeit dem Fördersystem kontinuierlich zuzuführen. Während der Bunkerbefüllung wird die Fördermenge konstant gehalten.

Der Bunkerinhalt wird über eine Bunkerwaage erfaßt, Ausgangssignal 0,4–20 mA entsprechend 0–100 % Bunkerinhalt. Die Austragsleistung wird durch einen Dosierschieber reguliert. Durch einen Präzisions-Potentiometer mit nachgeschaltetem Widerstands-Stromumsetzer wird die Dosierschieberstellung gemessen, Ausgangssignal 0,4–20 mA entsprechend 0–100 % Öffnung.



Frontansicht der Siloanlage

Elevation of the silo plant

Fig. 17.16. CaCO_3 Eingangs- und Ausgangsschwankungen

17.6. The IBAU-Central cone-system

The system components are the weigh hopper with adjustable flow control gate and the DICON 031 in accordance with the silo discharge control system.

The weigh hopper is filled up to a maximum value and then discharged to a minimum value. Weight difference between max. and min. has to be compensated by feeding into the hopper in the time limit set by the set point. During hopper feeding, the conveying capacity will be kept constant.

Weighing hopper content is measured via load cells, 0–100 % filling is converted into unit signals 0,4–20 mA. The discharge rate is controlled via flow control gate. A precision potentiometer with an ohm/ampere transducer measures the flow control gate position, 0–100 % opening equal 0,4–20 mA unit signals.

Fujairah Cement Industries United Arab Emirates

Generalunternehmer	: VOEST Alpine AG Österreich
Siloanzahl	: 2
Silo-Durchm.	: 14 m
Silo-Höhe	: 41 m
Silo-Inhalt	: $2 \times 3500 \text{ m}^3$
Anzahl d. Auslaß- öffnungen	: 2×6
Nominale Ladungs- kapazität	: $2 \times 80 \text{ t/h} = 160 \text{ t/h}$
Nominale Entladungs- kapazität	: $2 \times 70 \text{ t/h} = 140 \text{ t/h}$
Mischeffekt garantiert	: 10 : 1 für 2 Silos
Erreichtes Mischresultat	: 13,53 : 1

General Contractor	: VOEST ALPINE AG — Austria
No. of Silos	: 2
Silo Diameter	: 14 m
Silo Height	: 41 m
Silo Volume	: $2 \times 3500 \text{ m}^3$
No. of discharge gates	: 2×6
Rated charging capacity	: $2 \times 80 \text{ t/h} = 160 \text{ t/h}$
Rated discharge capacity	: $2 \times 70 \text{ t/h} = 140 \text{ t/h}$
Blending effect, guaranteed	: 10 : 1 for 2 silos
Blending test result	: 13,53 : 1

Fig. 17.16. CaCO_3 input and output deviations

Die Regelung erfolgt in 2 Phasen —

1. Regelungsphase,
2. Adaptionsphase.

Gemäß eines vor kurzem abgeschlossenen Lizenzvertrages, baut die Fuller Co., Bethlehem, Pa., IBAU-Silos in USA, Kanada und Mexiko.

The regulating process takes place in two steps:

1. regulating phase
2. adaption phase

According to a recent license agreement, Fuller Co. of Bethlehem, Pa., builds now IBAU-type silos in USA, Canada and Mexico.

17.7. Peters-Mischkammersilo-Verfahren (Claudius Peters AG, Hamburg)

Aus umfangreichen Erfahrungen mit Quadranten-Homogenisierungssilos und pneumatischen Vorrats-siloentleerungen wurden neuartige Mischsilos entwickelt.

Das Mischkammersilo-Verfahren wird kontinuierlich bei gleichzeitiger Silobeschickung und -entleerung oder auch nur während der Siloentleerung betrieben.

Die Mischkammersilostation dient gleichzeitig der Materialbevorratung und Pufferung zum Ausgleich zufälliger oder geplanter Betriebsunterbrechungen vorgeschalteter Anlagen. Der flachgeneigte Siloboden ist mit radial angeordneten Luftförderrinnen belegt, die in Belüftungssektionen unterteilt sind.

Das Bodenzentrum ist durch eine entlüftete Mischkammer abgedeckt und dadurch zum Hauptsiloraum druckentlastet. Bereits während der Silobeschickung wird die Mischung eingeleitet. Der Materialstrom fließt durch einen Parallelverteiler mit fächerförmig angeschlossenen Luftförderrinnen, so daß eine Horizontalschichtung entsteht.

Infolge partieller Belüftung des Ringsilobodens mit niedrig gespannter Druckluft fließt unterhalb der unbelüfteten Feststoffauflast eine Wirbelschicht durch Umfangsöffnungen in die Mischkammer, um in dieser ungedrosselt zu expandieren und freiwerdende Auflockerungsluft silointern wieder abgeben zu können. Diese Bedingungen ermöglichen es, die Schüttschicht oberhalb des Ringsilobodens bis zu dessen Randzone aufzulockern und einen Massenfluß über den gesamten Siloquerschnitt zu vollziehen. Unter Nutzung der Schüttgutaufplast und deren Reibschlußverhalten, findet bei wechselnder Sektionsbelüftung bereits im Hauptsiloraum ein Schwerkraft-Mischprozeß statt.

Vorgemischt tritt das Material in die Mischkammer ein, um in dieser durch eine verstärkte Wechselbelüftung des Bodens in einen Wirbelbettumlauf mit aktivem Massenaustausch überführt zu werden; siehe Funktionsbilder Fig. 17.17. u. 17.18.

Allgemein sollte das Mindestfassungsvermögen einer Mischkammersilostation einem zwei- bis dreitägigem Mehlbedarf entsprechen. Das optimale Verhältnis des Silodurchmessers zur maximalen Einfüllhöhe beträgt etwa 1:1.5 bis 1:2.

17.7. Peters mixing chamber silo process (Claudius Peters Co., Hamburg, W. Germany)

Extensive experience gained with quadrant homogenizing silos and with pneumatic discharge systems of storage silos, resulted in the development of new types of blending silos.

The mixing chamber process is a continuous process, blending the raw mix simultaneously during silo feeding and discharge, or only when the material is discharged from the silo.

Another function of the mixing chamber silo station is to store or buffer material, to compensate for accidental or planned shutdowns of preceding installations. Radially arranged air trough conveyors covering the flat silo bottom, are divided into aeration sections.

The bottom center covered by a vented mixing chamber is pressure relieved against the main silo compartment. The blending process starts when the material is fed into the silo. Flowing through a parallel distributor, connected to fan shaped air trough conveyors, the raw mix forms horizontal layers.

Low pressure air is admitted to a section of the peripheral silo ring. This partial aeration creates a fluidized material layer that passes underneath the unaerated material load, through peripheral openings, into the mixing chamber, where it freely expands. Any excess air is vented within the silo. These conditions permit to aerate the next material layer above the peripheral silo ring up to the shell zone, and to complete a material flow over the entire silo cross-section. Alternated sectional aeration initiates a gravity preblending inside the main silo compartment, supported by the bulk material load and its frictional characteristics.

The preblended material entering the mixing chamber is subjected to an intensive, alternated aeration, fluidizing the material layers, and thus effecting an active blending, as is schematically shown in Fig. 17.17 and 17.18.

Generally, the minimum capacity of a silo arrangement should last for a two or three days' supply of raw mix. The optimum ratio between silo diameter and maximum filling height is approximately 1:1.5 to 1:2.

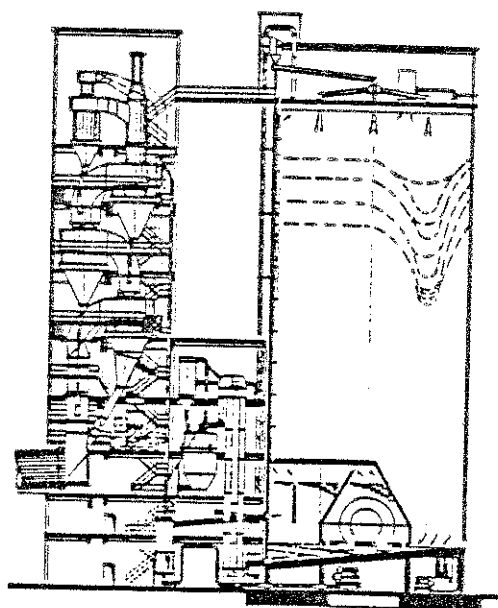


Fig. 17.17. Peters Mischkammersilo mit WT-Beschickung

Fig. 17.17. Peters mixing chamber silo with preheater feeding

Der Mischeffekt wird ausgedrückt durch das Verhältnis der chemischen Schwankungen im Siloeinlauf und Siloauslauf. Sofern nicht übermäßig langfristige Schwankungsverläufe zu erwarten sind, ergeben sich folgende Werte für den Mischfaktor:

- für Betrieb eines Silos $M_s \geq 6:1$
- für Parallelbetrieb von zwei Silos $M_s \geq 11:1$

$$M_s = \frac{S_{EK}}{S_{AK}} = \frac{\sqrt{S_E^2 - S_P^2 + A_n}}{\sqrt{S_A^2 - S_P^2 + A_n}}$$

S_E, S_A = Standardabweichungen der Meßwerte am Siloeinlauf u. Siloauslauf einschl. Meßfehler

S_{EK}, S_{AK} = Standardabweichungen wie vor, jedoch ausschl. Meßfehler

$S_P + A_n$ = Meßfehlerstandardabweichung des Probe- und Analysenverfahrens

Betriebsdiagramme aus der Praxis zeigen Fig. 17.19. mit einem Tagesprofil und Fig. 17.20. mit einem Wochenprofil der Schwankungsverläufe des Gehaltes an CaCO_3 .

Peters-Mischkammersilos werden einstöckig gebaut und können unabhängig vom Silodurchmesser durch nur einen seitlichen Silowand-Auslaufstutzen den Massenstrom dosiert abgeben. Bei hochgesetzten Siloböden erfolgt die Materialentnahme auch durch den Siloboden. Sofern mehrere Versorgungsanschlüsse erforderlich werden, können weitere Siloauslaufstutzen sowohl im Siloboden als auch in der Silowand vorgesehen werden. Die Siloraumausnutzung beträgt 98 %. Für kontinuierliches Mischen und Entleeren ergibt sich ein spezifischer Arbeitsbedarf von 0.2–0.4 kWh/t.

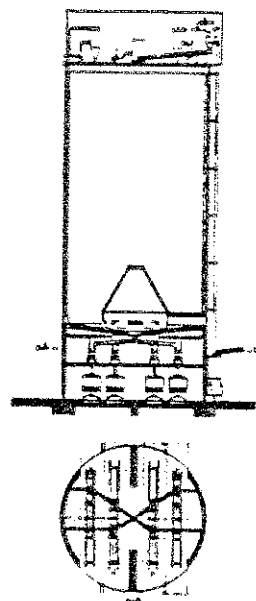


Fig. 17.18. Peters Mischkammersilo mit Zementverladung

Fig. 17.18. Peters mixing chamber silo with cement loading

The ratio of the chemical variations of the material fed into and discharged from the silo, determines the blending effect. Provided that excessively long-time variations are not to be expected, the blending factor will be:

- for the operation of one silo $M_s \geq 6:1$
- for parallel operation of two silos $M_s \geq 11:1$

$$M_s = \frac{S_{EK}}{S_{AK}} = \frac{\sqrt{S_E^2 - S_P^2 + A_n}}{\sqrt{S_A^2 - S_P^2 + A_n}}$$

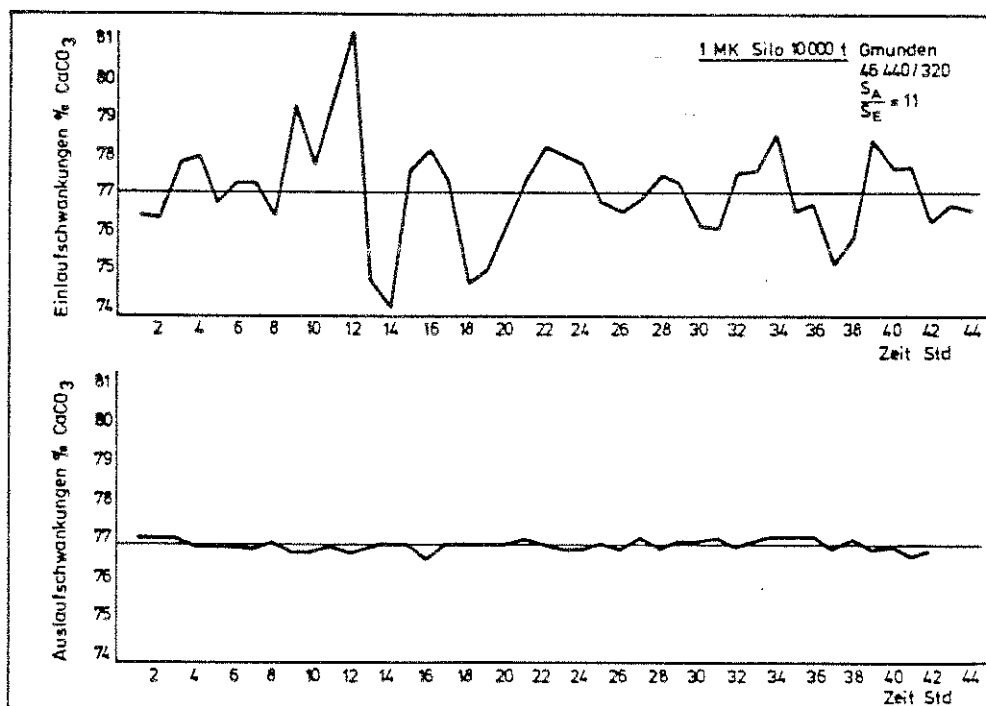
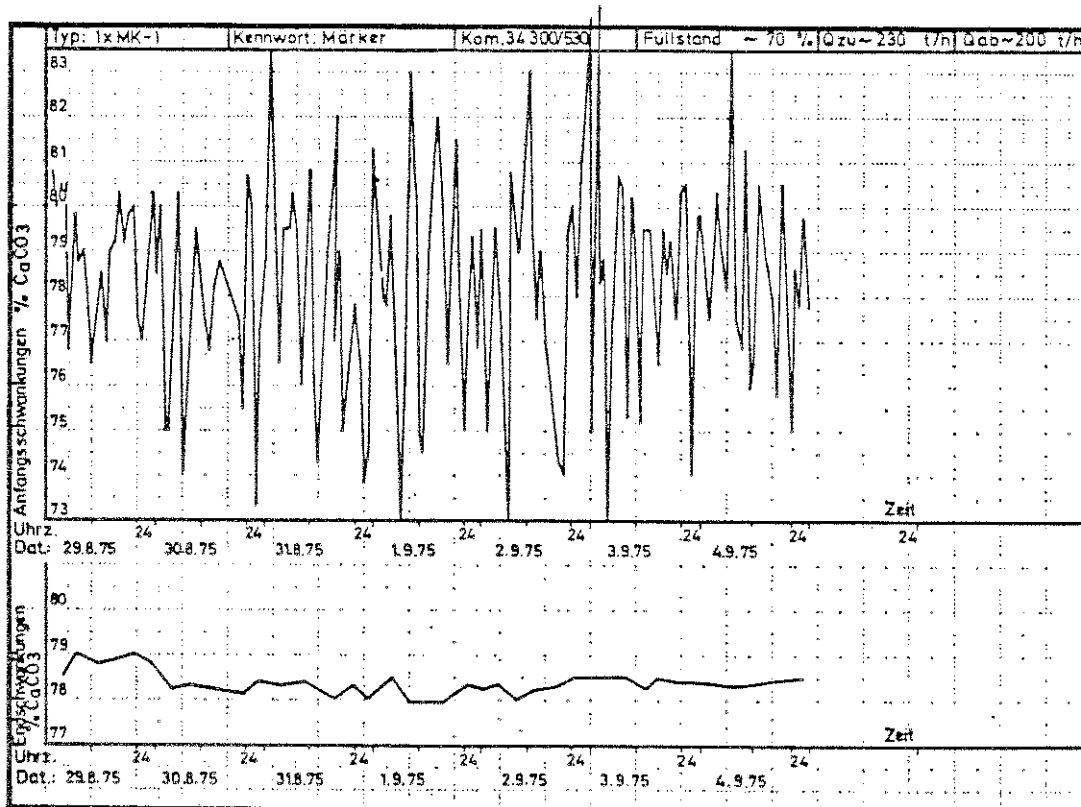
S_E, S_A = standard deviation of meas. values at silo inlet and outlet incl. errors.

S_{EK}, S_{AK} = Standard deviation as above, however, excl. errors

$S_P + A_n$ = Meas. error standard deviation of test samples and analyzing procedures.

Fig. 17.19. and 17.20. show diagrams of initial and final CaCO_3 -variations over a period of 24 hours and 8 days respectively, resulting from practical plant operation.

Peters mixing chamber silos are constructed as one-story silos. The particular design permits material discharge, at a controlled rate, through only one lateral discharge socket located in the silo wall, irrespective of the silo diameter. With elevated silo bottoms material discharge can also be through the silo bottom. If several connections are necessary, additional silo discharge spouts can be provided at silo bottom as well as silo walls. Silo utilization is 98 %. The specific power requirement for continuous blending and discharge is quoted to be 0.2–0.4 kWh/t.

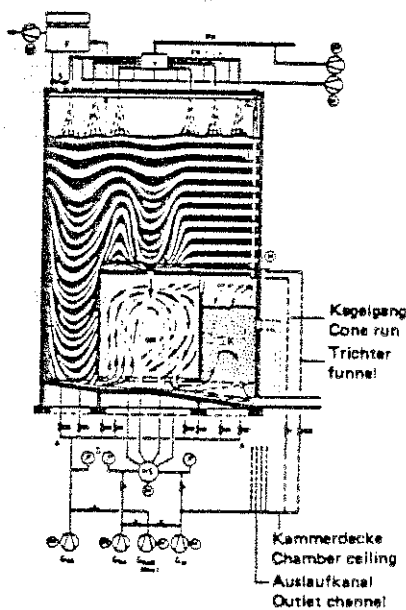
Fig. 17.19. Tagesprofil der Ein- und Auslaufschwankungen im CaCO_3 -GehaltFig. 17.19. Diagram of initial and final CaCO_3 -variations over 24 hoursFig. 17.20. Wochenprofil der Ein- und Auslaufschwankungen im CaCO_3 -GehaltFig. 17.20. Diagram of initial and final CaCO_3 -variations over 8 days

17.7.1. Peters-Homogenisierkammersilo-Verfahren

Das Homogenisierkammersilo Fig. 17.21. ist eine Entwicklung der Claudius Peters AG und wird kombiniert zur Dämpfung hoher und langfristig anhaltender Schwankungen wie auch für die Vorratshaltung staubförmiger Schüttgüter eingesetzt. Der kontinuierliche Durchlaufbetrieb, ist nach Angaben des Herstellers, von vier Mischfunktionen gekennzeichnet:

1. Verdünnung des Mengenstromes durch Aufteilung während Silobeschickung
2. Schwerkraftmischen im Hauptsiloraum durch programmierte Trombenbildung
3. Intervallmischen der zentralen Gutssäule durch Ablassen in die Kammer
4. Pneumatisches Quadrantenhomogenisieren in der integrierten und entlüfteten Homogenisierkammer.

Mit diesem Silotyp werden Mischfaktoren $M_s \geq 15 : 1$ erreicht.



17.7.1. Peters homogenizing chamber silo process

The homogenizing chamber silo as shown in Fig. 17.21. is a Claudius Peters AG development, and is used in combination to modify long lasting fluctuations and to store powdered material. According to the manufacturer, continuous through-flow is enhanced by using the four blending principles:

1. Reduction of mass-flow through separation during silo-feeding
2. Gravity blending in the main silo area with a controlled funnel-flow
3. Intermittant blending of the central material column by divergence into a chamber
4. Pneumatic quadrant homogenizing in the integrated and aerated homogenizing chamber.

With this type of silo, blending factors of $M_s \geq 15 : 1$ can be achieved.

Fig. 17.21. Homogenisierkammersilo Funktionsdarstellung

Fig. 17.21. Homogenizing chamber silo Functional display

17.7.2. Silo-Baukostenanalyse

Silos unterscheiden sich im wesentlichen in den Auslauf- bzw. Bodenformen. Die Baukosten des Silokörpers erfordern den weitaus größeren Investitionsanteil gegenüber der maschinellen Ausrüstung.

Nicht unwesentlichen Einfluß auf die Investitionskosten des Silokörpers nehmen die Art der Lastabführung, der gesamte Unterbau zwischen Siloboden und Fundament sowie die Form des Silobodens bzw. dessen Herstellung. Von Bedeutung sind auch die örtlichen Bedingungen, unter denen eine Siloanlage erstellt werden muß und die Bemühungen, ein verfahrenstechnisch geprägtes Silokonzept durch eine optimale Bauausführung zu realisieren.

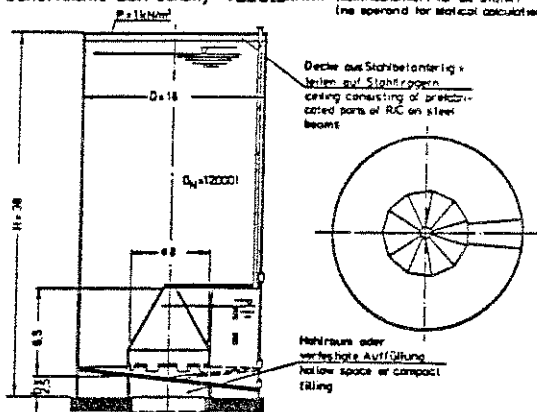
17.7.2. Silo construction cost analysis

Silos differentiate essentially by discharge and/or shape of bottoms. Construction costs of the silo unit itself are greater than those of the mechanical equipment.

Investment costs of the silo unit are largely depending on the kind of discharge structure between silo bottom and foundation, as well as the shape of the silo bottom and/or the kind of construction. Another cost factor is the local requirement under which the silo system is to be erected and also the quest for building a functional silo concept applying an optimum execution of construction work.

17. Pneumatische Rohmehl-Homogenisierung

Grundlagen der Statik: DIN 1055 Teil 1 und 6;
Elementary statics : DIN 1055 (part 1 and 6); $\gamma = 17 \text{ kN/m}^3$, $\rho = 20^\circ$
siehe auch : CP information „Bauwerk“
see also : CP information for civil construction
Schüttgut - Bulk material : Zement
Schüttdichte - Bulk density : 14 kN/m^3 (kein Rechenwert für die Statik)
(no spend for static calculation)



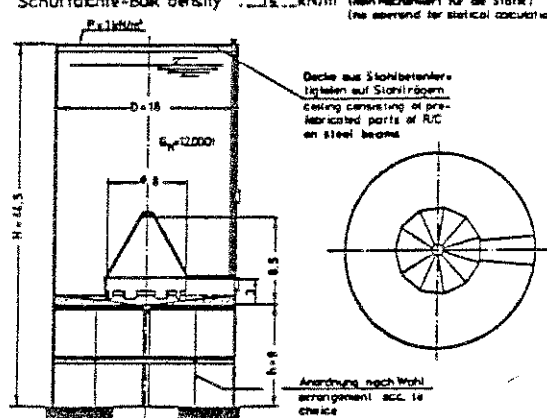
Bauteil Component	Schalung Boarding (m^2)	Beton Concrete (m^3)	Betonstahl Steel for concrete (t)	Baukosten Construction costs (DM)
Silowand Silo wall	4370	555	195	778.000,-
Mittlenkammer Center chamber	310	55	10	60.000,-
Seitenkammer Side chamber	250	60	10	54.000,-
Siloboden freitragend Silo bottom self supporting	255	180	25	98.000,-
Siloboden unterfüllt Silo bottom underfilled				
Silobodenabstützung Supports for silo bottom	100	18	3	17.000,-
Silodecke Silo ceiling				
Silodecke ohne Träger Silo ceiling without beams		42	6	26.000,-
Fundament (grabel bei 500 kN/m ²) Foundation (roughly at 500 kN/m ²)	165	230	33	133.000,-
Gesamt Total				1.158.000,-

Fig. 17.22.1, Fig. 17.22.2. Baukostenanalyse für zwei Silos mit unterschiedlichem Unterbau

Zwei Großraumsilos mit je 12.000 t Nutzinhalt, mittlere Schüttdichte im Silo ca. 14 kN/m^3 , werden in der Baumassen- und Kostenanalyse Basis BR Deutschland gemäß Fig. 17.22.1. und Fig. 17.22.2. gegenübergestellt [170 a].

17. Pneumatic homogenization of raw mix

Grundlagen der Statik: DIN 1055 Teil 1 und 6;
Elementary statics : DIN 1055 (part 1 and 6); $\gamma = 17 \text{ kN/m}^3$, $\rho = 20^\circ$
siehe auch : CP information „Bauwerk“
see also : CP information for civil construction
Schüttgut - Bulk material : Zement
Schüttdichte - Bulk density : 14 kN/m^3 (kein Rechenwert für die Statik)
(no spend for static calculation)



Bauteil Component	Schalung Boarding (m^2)	Beton Concrete (m^3)	Betonstahl Steel for concrete (t)	Baukosten Construction costs (DM)
Silowand Silo wall	5110	766	230	915.000,-
Mittlenkammer Center chamber	310	55	10	60.000,-
Seitenkammer Side chamber	60	12	3	14.000,-
Siloboden Silo bottom	255	180	25	98.000,-
Zwischendecke Intermediate ceiling	280	112	22	80.000,-
Silobodenabstützung Supports for silo bottom	200	50	6	36.000,-
Silodecke ohne Träger Silo ceiling without beams		42	6	26.000,-
Fundament (grabel bei 500 kN/m ²) Foundation (roughly at 500 kN/m ²)	165	230	33	133.000,-
Gesamt Total				1.362.000,-

Fig. 17.22.1, Fig. 17.22.2. Construction cost analysis for two silos with different substructure

A comparison of two large silos, each with 12,000 t of usable contents with an average density of 14 kN/m^3 each, is prepared in regards to construction costs and cost analysis — built in West Germany — as shown in Fig. 17.22.1. and 17.22.2. [170 a].

18. Brennstoffe in der Zementindustrie

In bezug auf den Aggregatzustand unterscheidet man feste, flüssige und gasförmige Brennstoffe. Alle drei Arten von Brennstoffen finden in der Zementindustrie Verwendung. Zu den festen Brennstoffen gehören Steinkohle, Braunkohle, Torf, Holz und Koks. Sowohl Steinkohle als auch Braunkohle werden in Zementdrehöfen und in Trocknern verwendet, Koks in Zementschachtöfen. Von den flüssigen Brennstoffen werden vor allem verschiedene Arten von Heizölen verwendet. Der in der Zementindustrie am meisten verwendete gasförmige Brennstoff ist das Erdgas; die Verwendung von technischen Gasen ist gering.

Im Zementwerk verteilt sich der Brennstoffverbrauch auf folgende Operationen.

Beim Trockenverfahren:

auf den Ofenbetrieb, etwa	83 %
für Rohmaterialtrocknung, etwa	14 %
für Kohletrocknung, etwa	3 %

Beim Naßverfahren:

auf den Ofenbetrieb, etwa	96 %
für Kohletrocknung, etwa	4 %

Im letzten Jahrzehnt des vorigen Jahrhunderts wurde zum erstenmal Kohlenstaub in Drehöfen der amerikanischen Zementindustrie verwendet. Im Zeitraum von 1900–1910 verbesserte Thomas A. Edison das Kohlenstaub-Feuerungssystem in Zementdrehöfen und konnte so deren Leistung und Durchsatz wesentlich steigern. Die Kohlenstaubfeuerung entwickelte sich auf empirischer Grundlage. Theoretisches Verständnis führte ursprünglich nicht zu, sondern folgte den praktischen Errungenschaften auf dem Gebiete der Kohlenstaubfeuerung.

Die Investitionskosten von Kohleförderanlagen sind rund 20 mal höher als die von Erdöl- und Erdgasförderanlagen. Die Förderkosten von Erdgas wiederum sind 3–5 mal niedriger als die von Erdöl. Der Versand von Erdgas erfordert keine Transportmittel und die Baukosten von Erdgasleitungen betragen nur einen Bruchteil der Baukosten von Eisenbahnen zur Beförderung von Kohle. Die Investitionskosten von Erdgasleitungen sind allgemein in 3–5 Jahren amortisiert. Andererseits ist die Zementindustrie bei Erdgasleitungen auf nur einen Lieferanten angewiesen.

Die Kosten der Kohleaufbereitungsanlage einer Zementfabrik betragen etwa 15–20 % der Kosten der gesamten Maschineneinrichtung. Im Vergleich dazu präsentiert sich das Erdgas besonders günstig, da hierfür keine Maschineneinrichtungen für die Aufbereitung und Lagerhaltung notwendig sind.

18. Fuels in the cement industry

In the physical state, fuels may be classified as solid, liquid, or gaseous. All three are employed in the cement industry. The solid fuels are: coal (anthracite), lignite, peat, wood, and coke. Coal and lignite are used in cement rotary kilns and in dryers. Coke is used in cement shaft kilns. Among liquid fuels it is heavy fuel oil which is predominantly used in cement manufacturing. Natural gas is the most common gaseous fuel in use. The use of other gases is of minor importance.

The consumption of fuel in a cement plant is apportioned to the following operations.

Dry production process (approximately):

kiln operation
raw material drying
coal drying

Wet production process:

kiln operation
coal drying

In the 1890's pulverized coal firing was achieving its first real commercial success in the cement industry of the United States. Thomas A. Edison, in the early 1900's made improvements in the firing of pulverized coal in cement kilns, greatly increasing their efficiency and output. Pulverized coal firing has largely developed as an empirical art. Theoretical understanding has generally followed rather than preceded practical accomplishments in the field of pulverized coal firing.

The investment costs of coal mines are roughly 20 times higher than that of oil or gas wells. Again, the exploitation cost of natural gas is 3–5 times lower than that of crude oil. The shipment of natural gas does not require elaborate transportation, and the construction costs of gas pipe lines are only a fraction of the construction costs of railroads for transportation of coal. Generally, the investment cost of gas pipe lines amortize within 3–5 years. On the other hand, with gas pipe lines, the cement industry depends only on one supplier.

The cost of a coal preparation department of a cement plant amounts to about 15–20 % of the cost of the total plant machinery. In comparison, natural gas is especially advantageous since no machinery is required for its preparation and storage.

18. Brennstoffe in der Zementindustrie

Die Aufbereitung von 1 t Kohle und Mahlung auf 8 bis 10 % Rückstand auf dem 0.09 Sieb ist mit folgenden Energieausgaben verbunden:

	kWh/t
Trocknung	2.-
Mahlung	25.-
Entstaubung	1.5
Transport, usw.	5.-
Verluste zum Transformator	2.5
Summe	36.-

Abhängig vom Heizwert der Kohle, wird ein Klinker: Kohle-Faktor von 4:1 angenommen.

Daraus resultiert ein Mehraufwand an Energie von rund $\frac{36}{4} = 9$ kWh/t Klinker im Vergleich zu Erdgas.

In bestehenden Anlagen konnten bei Übergang von Kohle auf Erdgas verschiedentlich die Zementherstellungskosten um etwa 8–10 % gesenkt werden. Gleichzeitig steigt die pro Arbeiter erzeugte Zementmenge um etwa 6–8 %.

Der Anteil der drei Brennstoffarten an der Zementherzeugung in den Vereinigten Staaten geht aus Tabelle 18.1 hervor.

18. Fuels in the cement industry

The preparation of 1 t of coal and grinding to 8–10 % residue on the 170 mesh sieve is connected with the following energy requirements:

	HPh/t
Drying	2.7
Grinding	33.5
Dust collection	2.0
Conveying, etc.	6.6
Losses to substation	3.2
Total	48.0

Depending on the heating value of the coal, a clinker: coal ratio of 4:1 can be assumed.

This shows an additional energy requirement of $\frac{36}{4} = 12$ HPh/t of clinker when compared with natural gas.

When switching from coal to natural gas in existing cement plants, it was repeatedly possible to lower the cement production cost by 8–10 %. Simultaneously, the production of cement per plant worker increases by about 6–8 %.

Table 18.1. contains the proportions of the three kinds of fuel used in the manufacturing of cement in the United States.

Tabelle 18.1.

Table 18.1.

Portlandzement-Klinker erzeugt in den USA nach der Art des verwendeten Brennstoffes — 1982*							
Portland cement clinker produced in the United States by kinds of fuel — 1982*							
Anzahl der Zementwerke Number of cement plants	Art des verwendeten Brennstoffes Kind of fuel used	Erzeugter Klinker in tausend t a 907 kg Clinker produced thousand short tons	Erzeugter Klinker in tausend t (metrisch) Clinker produced thousand metric tons	Erzeugter Klinker in % Clinker produced %	Verbrauchte Brennstoffart Kind of fuel consumed		
					Kohle t** Coal short t	Heizöl t** Fuel oil short t	Erdgas m³ Nat. gas m³
24	Kohle Coal	11,637	10,555	19.3			
2	Heizöl Fuel oil	928	841	1.5			
3	Erdgas Natural gas	761	690	1.3			
29	Kohle und Heizöl Coal and fuel oil	11,912	10,804	19.8			
54	Kohle und Erdgas Coal and nat. gas	22,334	20,257	37.0			
3	Heizöl und Erdgas Fuel oil and nat. gas	505	458	0.8			
24	Kohle, Heizöl u. Erdgas Coal, fuel oil and nat. gas	12,177	11,044	20.3			
139		60,254	54,645	100.0	11,071,000	357,000	577 × 10 ⁶ m³
* Mineral Industry Surveys, U.S. Dept. of the Interior, Washington, D.C., Sept. 1983 ** 1 t = 907 kg							

Die Rohmehlzusammenstellung wird wesentlich erleichtert, da Erdgas aschefrei und Heizöl praktisch aschefrei verbrennen. Schwankungen in der chemischen Zusammensetzung des Zementes bedingt durch verschiedene Aschegehalte der Kohle werden bei Verwendung von Heizöl und Erdgas ausgeschaltet und somit die Qualität des Zementes verbessert.

Since the combustion of natural gas and fuel oil is practically ash-free, it is simpler to make a proper raw mix. Thus the chemical composition of the raw mix is free of variations which might occur due to different ash contents of the coal. This advantage is also applicable with the use of natural gas.

Tabelle 18.2. enthält Angaben über den Verbrauch der drei Brennstoffarten für die Zementherzeugung in den Vereinigten Staaten nach dem Naß- und dem Trockenverfahren.

Table 18.2. contains data concerning the consumption of the three kinds of fuel for the production of cement in the United States, arranged according to the wet and dry production process.

Tabelle 18.2.

Table 18.2.

Brennstoffverbrauch in USA geordnet nach der Art des Zement-Herstellungsverfahrens*				
Fuel consumption in the USA by cement production processes*				
	Prozeß — Process			Summe Total
	Naß Wet	Trocken Dry	Beide Both	
Klinker-Erzeugung: Clinker produced:				
Zementfabriken Cement plants	64	69	6	139
Produktion, 1000 t à 907 kg Production, 1000 short t	25,207	3,981	3,066	60,254
Anteil in Prozent Percent of total	41.8	53.1	5.1	100.0
Verbrauchter Brennstoff: Fuel consumed:				
Kohle, 1000 t à 907 kg Coal, 1000 short t	5,186	5,318	567	11,071
Heizöl, 1 t à 907 kg** Fuel oil short t**	210,630	141,729	4,641	357,000
Erdgas, Millionen m ³ Natural gas, millions m ³	329	185	63	577
* Nach: Mineral Industry Surveys, U.S. Dept. of the Interior, According to: Bureau of Mines, Washington, D.C., Sept. 1983 ** Angenommen: sp. Gew. des Heizöles = 1 Assumed: sp. gr. of fuel oil = 1 kg/liter				

In der UdSSR wurden im Jahre 1981, rund 127 Millionen t Zement erzeugt [142b]. Da in der Sowjetunion viel Mischzemente erzeugt werden, ist die Menge der Klinkerherzeugung schwer festzustellen. Die sowjetischen Zementnormen gestatten eine beträchtliche Zugabe von hydraulischen Zuschlagstoffen zum Klinker verschiedener Zemente, so daß auf diese Weise viel Brennstoff zum Klinkerbrennen gespart wird. Eine sowjetische amtliche Stelle nennt eine Einsparung von 40 % Brennstoff durch Anwendung von hydraulischen Zuschlagstoffen [142c]. Spekulativ könnte daraus gefolgert werden, daß abgesehen vom Gipszusatz, die oben genannte Produktionszahl von Zement nur etwa 60 % Klinker enthält. In den 60er

In 1981 the production of cement in the Soviet Union amounted to roughly 127 million t (metric) [142b]. Since a considerable amount of blended cements are produced in the Soviet Union, it is difficult to determine the rate of clinker production. Soviet Cement Standards permit the use of large amounts of hydraulic additives to various types of cements. Therefore, in this way much fuel can be saved for clinker burning. A Soviet official source quotes savings of 40 % of fuel by using hydraulic additives [142c]. From this it can be speculatively assumed that — disregarding the addition of gypsum — the above quoted figure of produced cement, contains only 60 % of clinker. In the 60s, about 60 % of the prod-

18. Brennstoffe in der Zementindustrie

18. Fuels in the cement industry

Jahren wurden 60 % des erzeugten Klinkers mit Erdgas erbrannt, während der Rest zu etwa gleichen Teilen mit Öl und Kohle erbrannt wurde [174a].

Nach einer Produktion von 33 Mill. t im Jahre 1980 fiel die Zementherzeugung der Bundesrepublik Deutschland auf 27,5 Mill. t in 1982, womit auch eine konstante Umstellung von Heizöl auf Kohle verbunden ist. Der Heizölverbrauch wurde in den letzten 10 Jahren von 80 auf 8 % reduziert und der Verbrauch von Erdgas wird in den Statistiken nicht mehr geführt [142b].

Die in der Zementindustrie verwendete Steinkohle soll etwa folgenden Anforderungen entsprechen:

$H_u \approx 6500 - 7000$ kcal/kg

Asche: 12 - 15 %

Flüchtige Bestandteile: 18 - 22 %

Feuchtigkeit bis etwa 12 % im Rohzustand

uced clinker were burnt with natural gas. Approximately equal parts of the remaining clinker were burnt with fuel oil or coal [174].

After a production of 33 million t (metric) in 1980, the cement production in the Federal Republic of Germany dropped to 27.5 million t in 1982. Also a continued conversion of the German cement plants from oil to coal can be noticed. In the past 10 years, dependence on oil has been reduced from 80 to 8 %. The consumption of natural gas is no longer mentioned in the statistics [142b].

Coal used in the cement industry should comply with the following requirements:

LHV $\approx 6500 - 7000$ kcal/kg

Ash: 12 - 15 %

Volatile matter: 18 - 22 %

Moisture up to 12 %, as delivered.

Tabelle 18.3.

Table 18.3.

Charakteristik von Kohlen, die in den angeführten Zementwerken der UdSSR verwendet werden Characteristic of coal used in the quoted cement plants of the USSR					
Name der Zementfabrik Name of cement plant	Kohlengattung Class of coal	Asche % Ash %	Flücht. Bestand- teile % Volatile matter %	Heizwert, H_u kcal/kg	Heating value, LHV Btu/lb
Alexeyevsk	Donetz-Kohle Donetsk-coal	19.8	25.3	6144	11,072
Gigant	Donetz und Moskauer Kohle Donetsk and Moscow coal	22.4	18.2	5875	10,588
Krasnojarsk	Czeremchovsk-Kohle coal	22.6	23.7	5435	9,794
Kuvasaysk	Tash-Kumyr-Kohle coal	15.4	30.2	5420	9,734
Magnitogorsk	Magnitogorsk Gaskohle gas coal	20.6	25.1	5810	10,468
Nevjansk	Magnitogorsk Gaskohle gas coal	19.9	22.4	5345	9,631
Timluysk	Czeremchowsk-Kohle Czuchansk coal	21.2	29.1	5105	9,198
Jashkinsk	Anzhersk Kohle coal	14.9	15.8	6395	11,465
Akmjansk	Baltischer Ölschiefer Baltic oil shale	41.4	42.2	3730	6,721
Punane-Kunda	Baltischer Ölschiefer III. Klasse Baltic oil shale III Class	63.7	—	3025	5,450

In einigen osteuropäischen Staaten wird vielfach Braunkohle zum Klinkerbrennen verwendet. Diese Braunkohle hat folgende Eigenschaften:

$H_u = 4800$ kcal/kg

Asche: 12 %

Flüchtige Bestandteile: 40 - 50 %

Mahlfeinheit: 40 % Rückstand auf dem 0.09 mm Sieb.

In some East European countries brown coal for clinker burning is frequently employed.

This coal has the following properties:

LHV = 4800 kcal/kg

Ash: 12 %

Volatile matter: 40 - 50 %

Fineness: 40 % residue on the 170 mesh sieve.

höher ist seine Verbrennungswärme. Bei Beurteilung eines Brennstoffes wird nur der Gehalt an Kohlenstoff und Wasserstoff bewertet. Schwefel, obwohl brennbar, ist im Brennstoff nicht erwünscht, da sich bei seiner Verbrennung Schwefeldioxyd (SO_2) bildet, das in Verbindung mit Wasser schweflige Säure (H_2SO_3) bildet, die zur Korrosion der metallischen Bestandteile der Brennanlage führt und als Abgas in der Atmosphäre außerordentlich schädlich auf die organische Umgebung wirkt. In der Kohlenasche verbliebener Schwefel wird beim Brennprozeß ein Bestandteil des Klinkers und mindert so dessen Qualität. Hierzu sei jedoch bemerkt, daß ein gewisser Schwefelgehalt im Brennstoff unter Umständen erwünscht ist, da dieser zur Sulfatisierung von eventuell vorhandenen Alkalioxyden führt. Die so entstandenen Alkalisulfate sind die beständigsten schwefelhaltigen Phasen, verlassen den Ofen mit dem Klinker und verringern somit den Alkalikreislauf im Ofensystem. Erst ein Überschuß an Schwefel führt zu lästigen SO_2 -Emissionen des Zementofens [249]. Unerwünschte Bestandteile der Brennstoffe sind Asche und Feuchtigkeit, die als Brennstoffballast bezeichnet werden. Beim Brennprozeß wird die Asche fast vollkommen vom Klinker aufgenommen; der Chemismus der Kohlenasche muß deshalb bei der Berechnung der chemischen Zusammensetzung des Rohmehles berücksichtigt werden.

Bei der Trocknung der Kohle ist zu beachten, daß vollkommen trockene Kohle schwer zündet. Kohlenstoff reagiert nämlich nicht unmittelbar mit dem Luftsauerstoff; die Verbrennung zu CO und CO_2 verläuft über Kettenreaktionen, bei denen der Kohlenstoff zunächst mit dem viel wirksameren OH-Radikal reagiert. Für die Zündung des Brennstoffes ist die Anwesenheit geringer Mengen von Wasserdampf erforderlich. Deshalb soll die Trocknung der Kohle nicht zu weit geführt werden. Ein Feuchtigkeitsgehalt von etwa 1–1,5 % in der gemahlene Kohle fördert die Verbrennung.

18.1.1. Flüchtige Bestandteile

Wichtig für die Klassifikation von Kohlen ist deren Gehalt an flüchtigen Bestandteilen. Der Gewichtsverlust bei der Entgasung von Kohle unter Luftabschluß stellt die Summe der flüchtigen Bestandteile dar.

Kohlen jüngerer geologischer Formationen enthalten mehr Anteile an Sauerstoff, Wasserstoff und Stickstoff als Kohlen älterer geologischer Formationen. Beim Verbrennungsvorgang erzeugen diese Elemente und ihre Verbindungen mehr flüchtige Bestandteile als Kohlen älterer Formationen.

Vom Gehalt an flüchtigen Bestandteilen hängt die Länge der Flamme bei der Verbrennung der Kohle am Rost ab. Kohlen mit hohem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen erzeugen am Rost eine lange Flamme, sind also langflammige Kohlen, während Kohlen mit wenig flüchtigen Bestandteilen mit kurzer Flamme brennen und daher als kurzflammige Kohlen bezeichnet werden.

Content of carbon and hydrogen is rated. Sulfur, although combustible, is not desired, since its combustion product is sulfur dioxide (SO_2), which in combination with water forms sulfurous acid (H_2SO_3); sulfurous acid causes corrosion of the metallic parts of the kiln and behaves as exit gas in the atmosphere very destructive to the organic environment. Sulfur which remains in the coal ash becomes part of the clinker during the burning process, thus lessening its quality. Additionally, it should be noted that in certain cases a minimal amount of sulfur is even desired, since this sulfur causes sulfating of the alkali oxides. These alkali sulfates generated in this way, are the most stable sulfur containing phases, and leave the kiln with the clinker, thus reducing the alkali circulation in the kiln system. Only excessive sulfur results in obnoxious SO_2 -emissions from the cement kiln [249]. Ash and moisture are undesirable constituents of fuels, and are designated as inert contents. During the burning process, the ash is almost completely absorbed by the clinker; therefore the chemistry of the coal ash must be taken into consideration when calculating the chemical composition of the raw mix.

When drying coal it should be noted that completely dry coal is difficult to ignite. As is known, carbon does not react directly with atmospheric oxygen; the combustion to CO and CO_2 proceeds by way of chain reactions where carbon reacts first with the more active OH-radical. The presence of small quantities of water vapor is required for the ignition of fuel. Thus, the drying process of coal should not go too far. A moisture content of approximately 1–1,5 % in the pulverized coal promotes combustion.

18.1.1. Volatile matter

The content of volatile matter is important for the rating of coals. The loss in weight as the result of carbonization of coal under exclusion of air, represents the total of volatile matter.

Coal from younger geological formations contain more parts of oxygen, hydrogen, and nitrogen than coals from older geological formations. During combustion, these elements and their compounds generate more volatile matter than coals from older geological formations.

When burning coal on the fire grate, the length of the flame depends on the content of volatile matter. Coals which are high in volatile matter, generate a long flame on the fire grate and are called long-flaming coals, whereas coals containing little volatile matter produce short flames and are therefore designated as short-flaming coals.

18.1. Feste Brennstoffe — Kohle

In der DDR wird mit Erfolg Mischfeuerung angewendet; die Zusammensetzung ist wie folgt:
50–75 % Braunkohle und 50–25 % Steinkohle

Bei Lepolöfen wird eine Mischung von 40 % Braunkohle und 60 % Steinkohle verfeuert.

Die Zementindustrie der UdSSR verwendet Kohlen aus nahegelegenen Kohlengruben, vielfach auch minderwertige Kohlen wie Staub- und Schlammkohle. Tabelle 18.3. gibt über die Eigenschaften von Kohlen Auskunft, die in den genannten Zementwerken verwendet werden.

18.1. Feste Brennstoffe — Kohle

Feste Brennstoffe bestehen aus organischen und mineralischen Bestandteilen. Zu den organischen Bestandteilen gehören Kohlenstoff (C), Wasserstoff (H), Sauerstoff (O) und Stickstoff (N). Zu den mineralischen Bestandteilen gehören Schwefel (S) und die Asche. Kohlenasche kann quantitativ folgende Bestandteile enthalten: etwa 15–21 % Al_2O_3 , 25–40 % SiO_2 , 20–45 % Fe_2O_3 , 1–5 % CaO , 0.5–1 % MgO und 2–8 % SO_3 . Der Chloridgehalt mancher Kohlen liegt im allgemeinen zwischen 0.01 und 0.1 % und bei aschereichen Kohlen bis zu 0.5 %. Der Fluoridgehalt der Kohle beträgt bis zu 0.02 %.

Die Asche der Braunkohlen besteht aus etwa 25–40 % CaO , 3–10 % Al_2O_3 , 0.5–5 % MgO und bis zu 40 % SO_3 . Außer den mineralischen Bestandteilen enthalten Kohlenaschen noch Salze (Chloride und Sulfate) und flüchtige Bestandteile wie Kristallwasser in Tonmineralien, Sulfaten (Gips) und Salzen; außerdem Kohlensäure in den Karbonaten und schweflige Säure in den Sulfaten.

Tabelle 18.4. enthält die elementare Zusammensetzung von Kohle und Koks.

Tabelle 18.4.

Elementare Zusammensetzung von Steinkohle und Koks Elementary composition of mineral coal and coke		
Bestandteile Components	Steinkohle Mineral coal	Koks Coke
	%	%
Kohlenstoff — Carbon (C)	60–92	80–90
Wasserstoff — Hydrogen (H)	1–5	0.4–2
Sauerstoff — Oxygen (O)	2–14	—
Stickstoff — Nitrogen (N)	0.3–2	—
Schwefel — Sulfur (S)	0.5–4	0.4–1
Asche — Ash	5–15	8–14
Feuchtigkeit — Moisture	2–15	1–1.5

Die brennbaren Bestandteile sind Kohlenstoff, Wasserstoff und Schwefel; diese Bestandteile verbinden sich bei der Verbrennung mit dem Sauerstoff aus der Luft und erzeugen dabei Wärme. Je höher der Anteil an brennbaren Bestandteilen im Brennstoff ist, desto

18.1. Solid fuels — Coal

In the German Democratic Republic, mixed firing is successfully applied. The composition is as follows:
50–75 % lignite and 50–25 % bituminous coal.

Lepol kilns are fired with the following mix: 40 % lignite and 60 % bituminous coal.

The cement industry of the USSR uses coal from nearby coal mines. Often, this coal is of inferior quality, e. g. dust coal and coal mud. Table 18.3. contains information about properties of coal used in the cited cement plants.

18.1. Solid fuels — Coal

Solid fuels consist of organic and mineral constituents. The organic constituents include carbon (C), hydrogen (H), oxygen (O), and nitrogen (N). Sulfur (S) and ash comprise the mineral composition. Coal ash may quantitatively consist of: 15–21 % Al_2O_3 , 25–40 % SiO_2 , 20–45 % Fe_2O_3 , 1–5 % CaO , 0.5–1 % MgO and 2–8 % SO_3 . Some coals show a content of chlorides which generally is in the range from 0.01 to 0.1 %; coals high in ash contain chlorides up to 0.4 %, and fluorides up to 0.02 %.

Brown coal ash consists of 25–40 % CaO , 3–10 % Al_2O_3 , 0.5–5 % MgO and up to 40 % SO_3 . Besides mineral constituents, coal ash contains salts (chlorides and sulfates), and volatile matter such as water of crystallization in clay minerals. It also contains carbon dioxide in the carbonates and sulfurous acid in the sulfates.

Table 18.4. contains the elementary composition of coal and coke.

Table 18.4.

The combustible components are carbon, hydrogen, and sulfur; when burning, these constituents combine with oxygen from air and generate heat. The higher the portion of combustibles in the fuel, the higher is its heating value. When evaluating fuel, only the con-

Kohlen verhalten sich jedoch anders bei der Verbrennung als Kohlenstaub im Drehofen. Langflämmige Kohlen, die als Kohlenstaub in den erhitzten Ofen eingeblasen werden, zerfallen mit hoher Geschwindigkeit. Die vergasten flüchtigen Bestandteile verbrennen sofort und die abgesonderten Koks Körnchen sind sehr porös; dies ermöglicht einen raschen und vollkommenen Zutritt des Sauerstoffes und daher auch eine schnelle Verbrennung des Kokes. Diese Umstände begünstigen einen schnellen Verbrennungsvorgang, der auf einen kurzen Abschnitt des Drehofens beschränkt ist, wodurch eine kurze Flamme entsteht.

Kurzflämmige Kohlen enthalten wenig flüchtige Bestandteile und zerfallen als Kohlenstaubflamme im Drehofen nur langsam. Die wenigen flüchtigen Bestandteile verbrennen nur langsam auf einem längeren Ofenabschnitt und der dichtere Koks hat eine niedrige Verbrennungsgeschwindigkeit. Dies bewirkt, daß die sogenannte kurzflämmige Kohle als Kohlenstaubflamme im Drehofen eine lange Flamme liefert.

Der optimale Gehalt der Kohle an flüchtigen Bestandteilen liegt für Kohlenstaubfeuerungen bei 18–22 %. Durch entsprechende Mahlung ist es gegenwärtig möglich, auch Kohlen mit niedrigem Gasgehalt im Drehofen nutzbringend zu verwerten.

18.1.2. Kohlenanalyse

Zur Klassifikation von Kohle bedient man sich zweier Arten von Analysen:

- Die angenäherte Analyse; diese umfaßt die quantitative Bestimmung von Feuchtigkeit, flüchtigen Bestandteilen, Kohlenstoff und Asche. Diese Analyse dient zur schnellen, orientierenden Begutachtung einer Kohle.
- Die Elementaranalyse; diese Analyse dient zur genauen Berechnung von Verbrennungsvorgängen und umfaßt die quantitative Bestimmung der folgenden Bestandteile: Feuchtigkeit, Kohlenstoff, Wasserstoff, Schwefel, Sauerstoff, Stickstoff und Asche.

18.1.3. Heizwert

Die wichtigste Eigenschaft der Brennstoffe ist der Heizwert, d. i. die Wärmemenge welche 1 kg Brennstoff (1 Nm³ bei gasförmigen Brennstoffen) beim Verbrennen in der Feuerungsanlage entwickelt. Die Bestimmung des Heizwertes erfolgt ausschließlich auf kalorimetrischem Wege; die Berechnung des Heizwertes aus der Elementaranalyse hat nur orientierenden Wert.

Der untere Heizwert, mit dem in Europa meistens gerechnet wird, berücksichtigt die Wärmeverluste für die Verdampfung der im Brennstoff enthaltenen Feuchtigkeit sowie des aus der Verbrennung des Wasserstoffs entstandenen Wassers. Diese Wärme könnte bei der Kondensierung des Wasserdampfes, d. i. bei Abkühlung der Verbrennungsgase wiederge-

However, coals behave differently by burning them as pulverized coal in rotary kilns. Long-flaming coals injected as pulverized coal into the hot rotary kiln, decompose with high speed. The gasified volatile matter burns off immediately and the segregated coke particles are highly porous; this allows for a quick and complete access of oxygen, thus enabling a fast combustion of the coke. These circumstances promote fast combustion limited to a short section of the rotary kiln, thus generating a short flame.

Short-flaming coals contain little volatile matter, and decompose only slowly when burning in the rotary kiln as pulverized coal flame. The low content of volatile matter causes slow combustion along an extended kiln section, and the more dense coke has a low combustion velocity. As a result, the so-called short-flaming coal, when burned as pulverized coal in a rotary kiln, generates a long flame.

The standard content of volatile matter for coals used in the combustion of pulverized coal is about 18–22 %. However, when applying proper grinding, it is now possible to utilize also low gaseous coals in rotary kilns.

18.1.2. Coal analysis

Two kinds of analyses are in use for the classification of coal:

- The proximate analysis; this analysis involves quantitative determination of moisture, volatile matter, carbon and ash. This analysis is for quick preliminary appraisal of coal.
- The ultimate analysis; this analysis is for the exact calculation of combustion processes, and involves quantitative determination of the following constituents: moisture, carbon, hydrogen, sulfur, oxygen, nitrogen, and ash.

18.1.3. Heating value

The most important property of fuels is the heating value, i. e. the quantity of heat generated from 1 kg (or 1 m³) of fuel during combustion in the furnace. The heating value is exclusively determined calorimetrically. Calculation of the heating value derived from the ultimate analysis is only for preliminary information.

The lower heating value which is standard in European practice, takes into account the heat losses spent for the evaporation of fuel moisture as well as of the water generated from the combustion of hydrogen. This heat could be regained as a result of water vapor condensation, i. e. in the process of cooling the combustion gases. However, since the temperature of

wonnen werden. Da jedoch die Temperatur der Ofenabgase über 100 °C beträgt, ist die Verdampfungswärme (539 kcal/kg Wasser) für den Ofenbetrieb nicht nutzbar. Enthält der Brennstoff keine Feuchtigkeit und keinen Wasserstoff, dann ist der untere Heizwert gleich dem oberen. Zur Umrechnung des oberen Heizwertes auf den unteren Heizwert dient die folgende Formel:

$$H_U = H_O - (V_W + F_W) \times R$$

worin

Menge des Verbrennungswassers (kg) das bei der Verbrennung von 1 kg Brennstoff (fest oder flüssig) oder aus 1 Nm³ Gas entsteht
Feuchtigkeit (kg) enthalten in 1 kg Brennstoff
Verdampfungswärme d. Wassers (539 kcal/kg bei 100 °C)

= V_W

= F_W

= R

Notation

Quantity of combustion water (kg) generated from combustion of 1 kg fuel, solid or liquid, or from 1 standard m³ of fuel gas
Moisture (kg) contained in 1 kg of fuel
Heat of vaporization of water (539 kcal/kg at 100 °C)

Die Umrechnungsformel in US-Maßeinheiten lautet:

$$H_U = H_O - 9 \times H_2 \times 972$$

H_2 = Gewicht v. Wasserstoff in Kohle u. Feuchtigkeit (lb/lb Kohle)

In Amerika ist der obere Heizwert allgemein in Gebrauch.

Die Berechnung des Heizwertes aus der Elementaranalyse kann mit Hilfe der Dulong'schen Formel durchgeführt werden:

the kiln exit gases is over 100 °C, the heat of vaporization (539 kcal/kg of water) cannot be utilized for kiln operation. With no moisture and hydrogen in the fuel, the lower heating value equals the higher heating value. The following formula should be applied when converting the higher heating value into the lower heating value:

$$LHV = HHV - (V_W + F_W) \times R$$

The conversion formula into US-engineering units is:
 $LHV = HHV - 9 \times H_2 \times 972$

H_2 = weight of total hydrogen in fuel and in moisture (lb/lb fuel)

Higher heating values are standard in American practice.

The heating value from the ultimate analysis may be calculated by using Dulong's formula

$$H_U = (80.8 C) + 287 \left(H_2 - \frac{O_2}{8} \right) + (22.45 S) - (6. W)$$

in kcal/kg Kohle. In der Formel bedeuten:

C = Kohlenstoff %, S = Schwefel %, H_2 = Wasserstoff %, O_2 = Sauerstoff %, W = Feuchtigkeit %.

expressed in kcal/kg coal.

Carbon, hydrogen, oxygen and sulfur are weight fractions of the particular constituents.

18.1.4. Heizwert und Wärmeverbrauch

Um einen wirtschaftlichen Ofenbetrieb zu gewährleisten, soll der Heizwert der Kohle etwa 7000 kcal/kg betragen. Kohle mit niedrigerem Heizwert erhöht den spezifischen Wärmeverbrauch für das Klinkerbrennen und setzt den spezifischen Durchsatz des Drehofens herab. Fig. 18.1. stellt in einem Diagramm die Abhängigkeit des spezifischen Wärmeverbrauchs vom Heizwert der Kohle beim Brennen im Drehofen dar [174b, 174c].

18.1.4. Heating value and heat consumption

To insure economic kiln operation, the heating value of the coal should be about 7000 kcal/kg. Coal with lower heating value increases the specific heat consumption for clinker burning, decreasing simultaneously the specific kiln throughput. Fig. 18.1. contains a diagram, showing the ratio between the specific heat consumption and the heating value of the coal when burning clinker in the rotary kiln [174b, 174c].

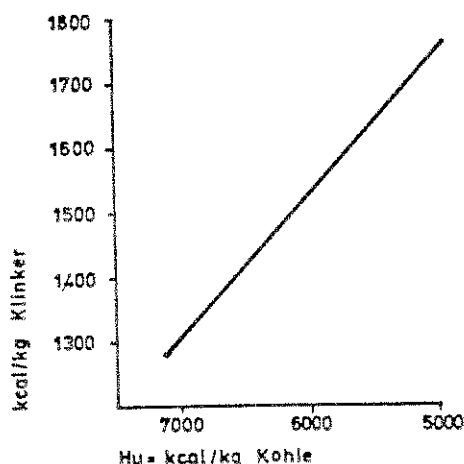


Fig. 18.1. Spezifischer Wärmeverbrauch zum Klinkerbrennen und Heizwert der verwendeten Kohle

Fig. 18.1. Specific heat consumption for clinker burning, and heating value of the used coal

18.1.5. Thermochemische Reaktionen und Gasvolumina

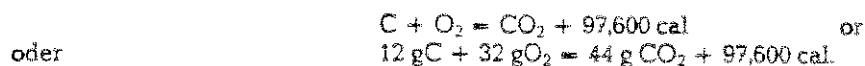
18.1.5. Thermochemical reactions and gas volumes

Die thermochemischen Reaktionen bei der Verbrennung von C, H und S sind:

The thermochemical reactions in the combustion of C, H and S, are:

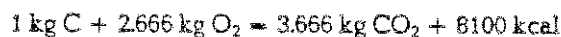
a. Kohlenstoff

a. Carbon



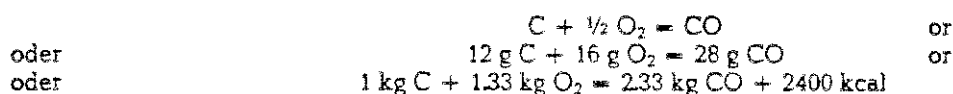
Auf technische Einheiten (kg) bezogen:

Converted into technical units (kg):



Bei ungenügender Zufuhr von Sauerstoff verbrennt Kohlenstoff unter Bildung von Kohlenmonoxyd nach der Gleichung

With insufficient oxygen, combustion of carbon generates carbon monoxide, according to the equation



Daraus resultiert ein Verlust an Heizwert von 8100–2400 = 5700 kcal/kg C.

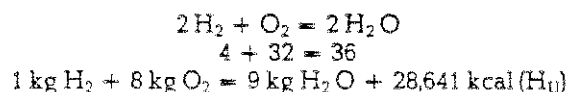
The result is a loss in heating value of 8100–2400 = 5700 kcal/kg C.

Dies zeigt die Notwendigkeit mit Luftüberschuß zu brennen, um unvollkommene Verbrennung zu vermeiden.

This shows the need for an excess of combustion air to avoid incomplete combustion.

b. Wasserstoff

b. Hydrogen

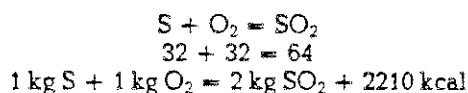


Durch Kondensierung des entstandenen Wasserdampfes würde man $H_0 = 33,492 \text{ kcal}$ erhalten.

Condensation of the generated water vapor would result in a HHV = 33,492 kcal.

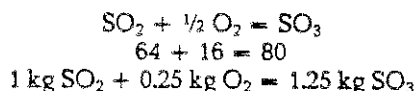
c. Schwefel

c. Sulfur



Im Temperaturbereich zwischen 400 und 1200 °C erfolgt Oxidierung von etwa 1–5 % des SO_2 -Gehaltes zu SO_3 :

In the temperature range between 400 and 1200 °C about 1–5 % of the SO_2 -content is oxidized into SO_3 :



Die Umrechnung von gravimetrischen Verbrennungsrechnungen auf Gasvolumina oder umgekehrt, von Gasvolumina auf Gewichtseinheiten, kann mit Hilfe der Tabelle 18.5. durchgeführt werden.

For the conversion of gravimetric combustion calculations into gas volumes and vice versa, table 18.5. can be used.

Umrechnung der Gasvolumina auf Betriebstemperatur

Conversion of gas volumes to operational temperature

Die isobare Volumenänderung der Gase (d. i. bei gleichbleibendem Druck) beträgt für alle Gase (mit hinreichender Genauigkeit) je 1 °Celsius $\frac{1}{273}$ seines

The isobaric change in volume of gases (i. e. at constant pressure) is for all permanent gases (with sufficient accuracy) for every degree Celsius $\frac{1}{273}$ of their

Volumens bei 0 °C. Das Volumen eines Gases bei

volume at 0 °C. The volume of any gas at operational

Betriebstemperatur t °C ist demnach $V_t = V_0 \cdot \frac{T}{273}$

temperature is $V_t = V_0 \cdot \frac{T}{273}$

V_t = Volumen bei t °C (m^3)

V_t = Volume at t °C (m^3)

V_0 = Volumen bei 0 °C

V_0 = Volume at 0 °C

T = Absolute Temperatur ($t + 273$) °K (Kelvin Skala)

T = Absolute temperature ($t + 273$) °K (Kelvin scale)

Tabelle 18.5.

Table 18.5.

Umrechnungstabelle für Drehofengase* Conversion table for rotary kiln gases*			
Gas	Formel Formula	Gewicht in Gramm/Liter Weight in gram per liter	Liter Gas pro Gramm Liter per gram
Luft Air	—	1.2928	0.7735
Kohlenoxid Carbon monoxide	CO	1.2504	0.7997
Kohlendioxyd Carbon dioxide	CO ₂	1.9768	0.5059
Stickstoff Nitrogen	N ₂	1.2507	0.7995
Sauerstoff Oxygen	O ₂	1.4290	0.6998
Schwefeldioxyd Sulfur dioxide	SO ₂	2.9266	0.3417
Wasserdampf Water vapor	H ₂ O	0.8035	1.2444
* Bezogen auf 0 °C und 760 mm Hg Based on 0 °C and 760 mm Hg			

18.1.6. Zündtemperatur der Kohle

Als Zündtemperatur wird diejenige Oberflächentemperatur eines Brennstoffes bezeichnet, bei welcher die Verbrennungsreaktion mit solcher Geschwindigkeit verläuft, daß eine ununterbrochene Verbrennung des Brennstoffes eintritt. Zur Erreichung der Zündtemperatur ist eine bestimmte Zeitdauer — die Zündzeit — notwendig. Die Zündzeit ist die Zeit, die erforderlich ist, um die Brennstoffoberfläche auf Zündtemperatur zu bringen; sie wird bestimmt vom Temperaturgefälle und von den Wärmeübergangsverhältnissen. Daraus resultiert, daß die Zündtemperatur oberflächenbedingt ist; die Oberfläche des Brennstoffes wiederum ist von der Teilchengröße, also bei Kohle von der Mahlfeinheit abhängig. Man hat es also in der Hand, durch die Mahlfeinheit der Kohle, die Zündtemperatur und die Zündzeit zu regulieren. Das Diagramm Fig. 18.2 stellt die Abhängigkeit der Zündtemperatur von der Mahlfeinheit der Kohle dar. Die oberen Grenzen gelten für Anthrazitkohlen, die unteren Grenzen für Gasflamkohlen, d. i. Kohlen mit hohem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen [171].

Aus dem Diagramm ist ersichtlich, daß die Zündtemperatur von Kohlenstaub zwischen 200 und 550 °C liegt. Ferner ist ersichtlich, daß die Mahlfeinheit auf die Zündung der Kohle von größerem Einfluß ist als deren Gehalt an flüchtigen Bestandteilen.

Kohlenstaub und Verbrennungsluft müssen auf Zündtemperatur erhitzt werden. Die Aufheizung der Verbrennungsluft beansprucht bei 20 % Luftüber-

18.1.6. Ignition temperature of coal

Ignition temperature is that surface temperature of a fuel at which the combustion reaction reaches a speed which insures the uninterrupted burning of fuel. To reach the ignition temperature, a certain period of time — the ignition time — is required. The ignition time is that time which is needed to raise the temperature of the fuel surface to ignition temperature. This time is determined by the temperature gradient and by the heat transfer conditions. It results from the fact that the surface is a determining factor of the ignition; also, the surface of the fuel depends on the particle size, i. e. on the fineness of grinding (in the case of coal). Thus it is possible to regulate the ignition temperature and the ignition time by controlling the fineness of the ground coal. The curve in Fig. 18.2 shows the relationship between the ignition temperature and the fineness of the coal. The upper limits refer to anthracite, and the lower limits to high volatile coals, i. e. coals with high volatile matter [171].

The diagram shows that the ignition temperature of pulverized coal is between 200 and 550 °C. It is further evident that the fineness has a more important influence on the ignition of coal than the content of volatile matter.

Pulverized coal and combustion air must be heated to ignition temperature. At 20 % excess air, the heating of the combustion air requires about 90 %, whereas

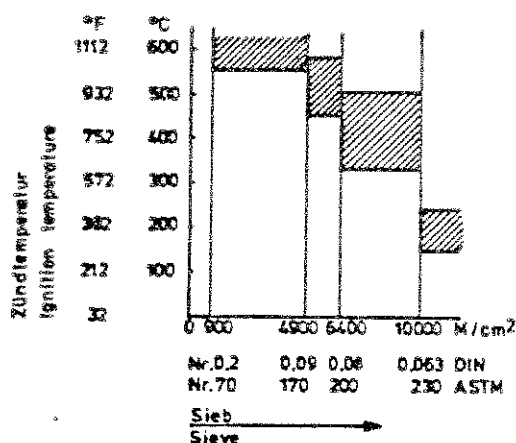


Fig. 18.2. Zündtemperaturen für Steinkohlenstaub

Fig. 18.2. Ignition temperatures for mineral coal dust

schoß etwa 90 %, während die Aufheizung des Kohlenstaubes nur etwa 10 % der zur Zündung erforderlichen Wärmemenge benötigt.

the heating of the pulverized coal requires only 10 % of the heat, which is necessary for ignition.

18.1.7. Brennzeit

Ein Kohlenstaubteilchen brennt um so schneller, je schneller die entwickelten Verbrennungsgase von diesem entfernt und durch Frischluft ersetzt werden. Diese Voraussetzung ist erfüllt, wenn die Relativgeschwindigkeit zwischen Verbrennungsluft und den Kohlenstaubteilchen groß ist. Der Verbrennungsprozeß besteht aus zwei Phasen: der Entgasung der flüchtigen Bestandteile und der Verbrennung der festen Bestandteile, d. i. des Kokes. Eine von Gumz [172] entwickelte Brennzeitformel diente zur Errechnung eines Brennzeitdiagramms für Kohlenstaubteilchen. Dieses Diagramm gibt die Brennzeit in Sekunden an für Kohlenstaubteilchen von 0.02–0.5 mm Durchmesser bei Verbrennungstemperaturen von 900° und 1500 °C; siehe Fig. 18.3.

18.1.7. Burning time

The faster the combustion gases are removed and replaced by fresh air, the faster the coal particles burn. To fulfill this precondition, a high relative velocity between combustion air and the coal particles is required. The combustion process consists of two phases: the removal of volatile matter, and the combustion of the solid constituents, i. e. the coke. Gumz [172] developed a combustion time formula, which was used for the derivation of a combustion time diagram for coal dust particles. The diagram indicates the combustion time in seconds, for coal dust particles with diameters from 0.02–0.5 mm, at combustion temperatures of 900 and 1500 °C; see Fig. 18.3.

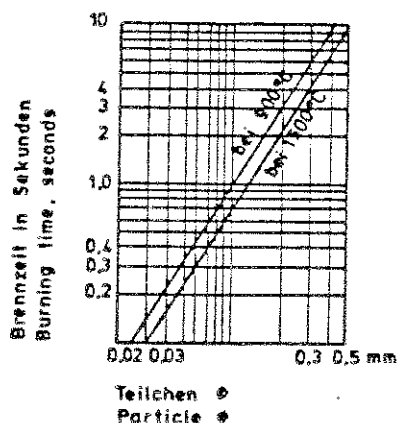


Fig. 18.3. Zusammenhang zwischen Brennzeit und Teilchengröße von Kohlenstaub

Fig. 18.3. Relation between burning time and particle size of pulverized coal

18.1.8 Wärmeübergang von der Kohlenstaubflamme

Die Heizgase bzw. die Flammengase geben ihre Wärme überwiegend durch Strahlung an die Umgebung ab und nur zu einem geringen Teil durch unmittelbare Berührung mit dem Brenngut, d. i. durch Konvektion.

18.1.8. Heat transfer from the coal dust flame

Fuel gases or flame gases respectively, pass their heat to the environment mainly by radiation and only to a small degree by direct contact with the material to be burned, i. e. by convection.

Der Drehofen ist nur zu einem geringen Teil mit Brenngut gefüllt (etwa 13 % des Ofenvolumens); deshalb wird der größte Teil der Wärme an das Ofenfutter, der kleinere Teil direkt an das Brenngut abgegeben.

Der größte Teil der Wärmeübertragung erfolgt durch Strahlungsaustausch. Die Gesetzmäßigkeiten der Strahlung von Festkörpern können nicht auf die Flammenstrahlung angewendet werden. Die Flammenstrahlung erfüllt nicht das gesamte Wärmespektrum. Ein- und zweiatomige Gase wie Stickstoff und Sauerstoff sind im Ultrarot-Bereich vollkommen transparent und ihre thermische Ausstrahlung ist gleich null. Die Anwesenheit dieser Gase in der Flamme ist daher nur ein Ballast. Gase mit einer höheren Atomanzahl wie z. B. H_2O , CO_2 , SO_2 dagegen haben eine beträchtliche Wärmestrahlung, da diese im Ultrarot-Bereich Absorptionsbänder haben. CO_2 z. B. strahlt im Bereich der folgenden Absorptionsbänder in Millimikrometer (10^{-6} m); $\lambda = 2.64 - 2.84$, $4.13 - 4.47$ und $13.0 - 17.0$.

Der Wasserdampf hat fünf Absorptionsspektren mit folgenden maximalen Wellenlängen λ : 1.36, 1.85, 2.70, 5.90 und 19.60. Die Abhängigkeit der Gasstrahlung von der Temperatur ist anders als bei Festkörpern. Für CO_2 beträgt die Potenz $T^{3.5}$ und für Wasserdampf T^3 , anstatt T^4 nach dem Stefan-Boltzmann'schen Gesetz.

Die strahlungswirksamen Bestandteile der Kohlenstaubflamme sind demnach:

- a. Der CO_2 -Gehalt der Flammengase
- b. Der H_2O -Gehalt der Flammengase
- c. Der Gehalt an Staubsuspensionen in den Flammengasen

Schack [173] entwickelte Formeln mit denen die durch CO_2 und H_2O ausgestrahlte Wärme berechnet werden kann. Aus den Formeln ergeben sich für die Begünstigung der Wärmeübertragung durch die Gase in der Sinterzone folgende Forderungen:

1. Erhöhung der Flammentemperatur
2. Erhöhung der Konzentration von CO_2 und H_2O
3. Erhöhung des Ofendurchmessers bis zur maximalen Grenze.

18.1.9. Verbrennungsgase

Das in Fig. 18.4. dargestellte Diagramm gibt das Volumen in Nm^3 von Verbrennungsgasen an, das bei der Verbrennung von 1 kg Kohle mit Heizwerten von 5000–9000 kcal/kg und mit 10 % Verbrennungsluftüberschuß entsteht. Das Diagramm basiert auf Analysen und Berechnungen von rund 30 amerikanischen Kohlensorten.

Flammentemperatur

Die theoretische Flammentemperatur bei der Verbrennung von Kohle kann mit derselben Formel — wie für die Heizölflamme verwendet — berechnet werden; siehe Abschnitt 18.2. Heizöl.

Only about 13 % of the rotary kiln volume is usually filled, therefore the major portion of the heat is transferred to the kiln lining with the kiln feed receiving a relatively small portion of the total heat volume.

The largest portion of the heat transfer occurs by radiation. The rules of radiation of solids cannot be applied to radiation of flames. The flame radiation does not occupy the total thermal spectrum. Monatomic and diatomic gases such as nitrogen and oxygen are in the range of infra-red, entirely transparent, and their thermal radiation equals zero. Therefore, the presence of these gases in the flame is only a ballast. On the other hand, gases with a higher number of atoms, such as e. g. H_2O , CO_2 and SO_2 , develop a considerable thermal radiation, due to their absorption bands in the infra-red range. CO_2 , e. g. radiates in the range of the following absorption bands in millimicron (10^{-6} meter); $\lambda = 2.64 - 2.84$, $4.13 - 4.47$, and $13.0 - 17.0$.

Water vapor has five absorption spectra with the following maximum wave lengths λ : 1.36, 1.85, 2.70, 5.90 and 19.60. The dependence of the gas radiation on the temperature is different than that of solid bodies. The exponent for CO_2 is $T^{3.5}$, and for water vapor T^3 , instead of T^4 , resulting from Stefan-Boltzmann's law.

Thus the radiation active constituents of the pulverized coal flamme are:

- a. The CO_2 -content of the flame gases
- b. The H_2O -content of the flame gases
- c. The content of suspended dust in the flame gases.

Schack [173] developed formulas to calculate the heat radiated by CO_2 and H_2O . The following requirements result from these formulas to promote the heat transfer by the gases in the clinkering zone:

1. An increase in the flame temperature
2. An increase in the concentration of CO_2 and H_2O
3. An increase in the kiln diameter, up to maximum limits.

18.1.9. Combustion gases

The diagram shown in Fig. 18.4. indicates the volume of combustion gases in m^3 , which is generated when burning 1 kg coal with heating values from 5000 to 9000 kcal/kg with the application of 10 % excess air. The diagram is based on analyses of roughly 30 American kinds of coal.

Flame temperature

For the calculation of the coal flame temperature, the same formula as for the calculation of the fuel oil flame temperature can be applied; see section 18.2. Fuel oil.

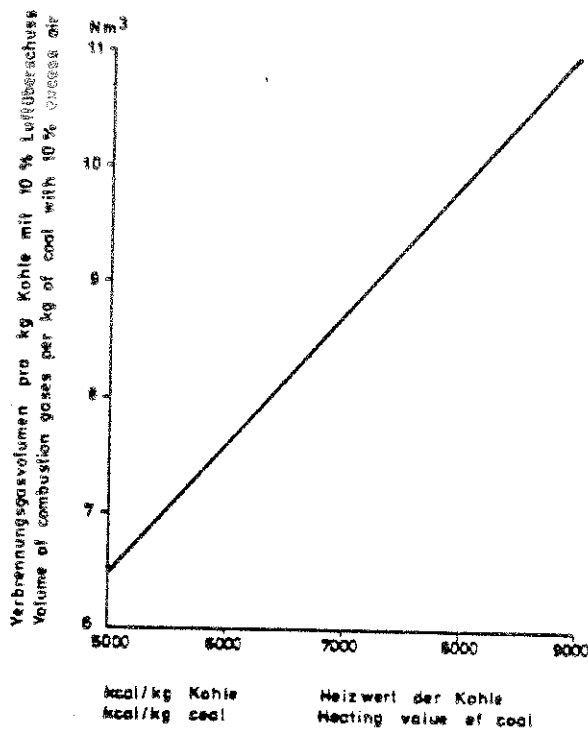
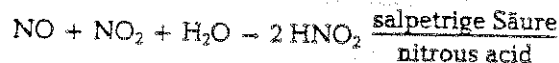


Fig. 18.4. Verbrennungsgasmengen aus 1 kg Kohle abhängig vom Heizwert

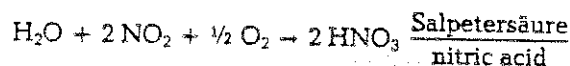
Fig. 18.4. Volumes of combustion gases from 1 kg of coal depending on the heating value

18.1.9.1. NO_x -Gehalt der Abgase beim Zementbrennen

Zu den Stickoxiden gehören: Stickoxid NO ; Stickstoffdioxid NO_2 und Stickstoffoxidul N_2O . Diese werden unter anderem in den Verbrennungsgasen des Drehofens gebildet, um dann zusammen mit den Abgasen in die Atmosphäre einzutreten. In der Atmosphäre nehmen die Oxide des Stickstoffs an verschiedenen Reaktionen teil. Stickoxid reagiert mit Sauerstoff und bildet Stickstoffdioxid. Die Anwesenheit von NO und NO_2 ergibt die folgende Reaktion:



Stickstoffdioxid reagiert mit Wasserdampf und Sauerstoff, wobei Salpetersäure entsteht:



Stickoxide, mit Ausnahme von N_2O (Lachgas), sind giftig; so z. B. kann eingeatmetes Stickstoffdioxid schädlich sein und im Kontakt mit der Feuchtigkeit des Lungengewebes Salpetersäure bilden.* Es kann sich ebenfalls mit dem Hämoglobin des Blutes verbinden und dessen Fähigkeit als Sauerstoffträger herabsetzen [173a].

18.1.9.1. NO_x content in cement rotary kiln exit gases

Nitrogen oxides include nitric oxide, NO ; nitrogen dioxide, NO_2 , and dinitrogen oxide, N_2O . They are produced, among others in the combustion flame of the rotary kiln, and enter the atmosphere with the exit gases. Oxides of nitrogen undergo many reactions in the atmosphere. Nitric oxide reacts with oxygen to form nitrogen dioxide. The presence of NO and NO_2 results in the following reaction:

Nitrogen dioxide reacts with water vapor and oxygen to give nitric acid vapor:

Nitrogen oxides with the exception of N_2O (laughing gas) are poisonous; so e.g. nitrogen dioxide can be harmful when inhaled, and nitric acid can be produced on the lung tissue with the moisture in the lungs*; it also can combine with the hemoglobin of the blood, diminishing its oxygen carrying capability [173a].

* Die in der Lunge verbrauchte und ausgeatmete Luft enthält auf Meereshöhe bezogen: Stickstoff 74.5 %, Sauerstoff 14.5 %, CO_2 und Wasserdampf 11 %. Es ist der verhältnismäßig hohe Sauerstoffgehalt der ausgeatmeten Luft, der bei der künstlichen Mund zu Mund Beatmung nach einer Gasvergiftung o. ä. von Nutzen ist.

* The air used in the lungs and exhaled contains at sea level: nitrogen 74.5 %, oxygen 14.5 %, CO_2 and water vapor 11 %. It is the relatively high oxygen content of the exhaled air which in case of artificial mouth to mouth resuscitation is very helpful after gas poisoning or similar accidents.

Da beim Verbrennungsvorgang im Drehofen verschiedene Oxide des Stickstoffs entstehen, werden diese häufig mit einer Sammelformel NO_x bezeichnet. NO , d. i. Stickoxid oder Stickstoffmonoxid, wird in der Flamme gebildet, wobei man zwei Arten von NO_x unterscheidet. Erfolgt die Bildung teils durch Reaktion des Sauerstoffs mit dem Stickstoff der Verbrennungsluft, so hat man es mit thermischem NO_x zu tun. Erfolgt die NO_x -Bildung durch Oxidation der Stickstoffverbindungen des Brennstoffes, dann hat man es mit Brennstoff- NO_x zu tun. Stickstoffdioxid NO_2 wird gebildet durch die Reaktion des bereits vorhandenen NO mit dem Sauerstoff der Verbrennungsluft.

Viele Brennstoffe enthalten organisch gebundenen Stickstoff. Würde dieser ganze Stickstoff in NO_x umgewandelt, so wäre die Konzentration sehr hoch. In einem Zementofen ist jedoch kein Zusammenhang zwischen gebundenem Stickstoff und NO_x beobachtet worden.

Weiterhin sind die Sauerstoffkonzentration in der Flamme sowie die Mischungsart und -geschwindigkeit von Sauerstoff und Brennstoff für die Temperatur und NO -Bildung von großer Bedeutung. Das Gemisch ist von der Brennstoffart und von dem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen stark abhängig.

Eine Erhöhung der Materialtemperatur in der Brennzzone verursacht eine erhöhte Bildung von NO_x . Ist die Brennzzone sehr heiß, so kann es vorkommen, daß der NO_x -Gehalt stark ansteigt. Ebenso kann auch eine kürzere und schärfere Flamme die NO_x -Bildung erhöhen.

Es wird berichtet, daß anhand der NO_x -Anzeige, der Ofenwärter den Ofen so kontrollieren kann, daß eine Reduktion in den Schwankungen des NO_x -Gehaltes der Ofengase und somit eine größere Betriebssicherheit erzielt werden kann. Vor allem können Anbakungen in der Brennzzone vermieden werden. Ebenso ist eine Erhöhung des Gehaltes an freiem Kalk wie auch eine Erhöhung des Litergewichtes des Klinkers abhängig vom NO_x -Gehalt der Brenngase [173 b]. An anderer Stelle wird über die Bestimmung von Stickstoffoxiden in den Brenngasen berichtet [173 c]. Ono, Katsuki et al. berichten über eine katalytische Reduktion von Stickoxiden mit Kohlenmonoxid über Zementrohmehl, um den Gehalt an NO_x im Abgas von Drehöfen im Vorwärmer zu reduzieren, wobei Eisenverbindungen die aktiven Katalysatoren sind [173 d].

Eine unlängst durchgeführte amerikanische Untersuchung ergab, daß die Zementindustrie nur 0,4 % zur jährlichen NO_x -Gesamtemission von über 22 Millionen t beiträgt und daher zu den kleinsten Übertretern gehört. Die folgende Aufstellung zeigt die Quellen von NO_x -Erzeugern in den USA, (Tabelle 18. 6.).

Für die Umweltschützer scheint es jedoch leichter zu sein, 148 Zementwerke zu überwachen als 125 Millionen Kraftfahrzeuge zu prüfen, die straflos NO_x -Gase emittieren. In den Vereinigten Staaten sind die Vorschriften uneinheitlich. Es bestehen von der Bundes-

Since during the combustion process in the rotary kiln various oxides of nitrogen are generated, these oxides are frequently designated with the collective formula NO_x . NO , i. e. nitric oxide or nitric monoxide, is generated in the flame, in connection with which two kinds of NO_x are distinguished. If the NO_x is partially generated by the reaction of the oxygen with the nitrogen of the combustion air then we have to do with the so-called thermal NO_x . If the NO_x formation results from oxidation of the fuel's nitrogen compounds, then the product is the so-called fuel- NO_x . Nitrogen dioxide, NO_2 , results from the reaction of the already existing NO with the oxygen of the combustion air.

Many fuels contain organically combined nitrogen. If the total amount of this nitrogen would be transformed into NO_x , then the concentration would be very high. However, in a cement rotary kiln no connection between combined nitrogen and NO_x was noticed.

Furthermore, the oxygen concentration in the flame as well as the kind and velocity of mixing of oxygen with the fuel, are of great importance for the temperature and the NO -formation. The mixture depends to a large degree on the kind of fuel, and on the content of volatile matters.

An increase of the material temperature in the combustion zone causes an increase in the formation of NO_x . A very hot combustion zone can result in a strong increase of the NO_x content. Also, a shorter and sharper flame can cause an increase in NO_x -formation.

It is said that with the aid of an NO_x -recorder, the kiln operator is in the position to control the kiln in such a way that he can reduce variations in the NO_x content of the kiln gases, thus securing a greater kiln operating stability. Above all kiln coating in the burning zone can be avoided. Likewise, an increase in the content of free lime as well as an increase in the liter-weight of the clinker are depending on the NO_x -content of the combustion gases [173 b]. Furthermore, a paper reports about the determination of nitrogen oxides in the combustion gases [173 c]. Ono, Katsuki et al. report about a catalytic reaction of nitrogen oxides with carbon monoxide over cement raw mix to reduce the content of NO_x of the rotary kiln exit gases in the preheater, whereby iron compounds are the active catalysts [173 d].

A recent U.S. survey revealed that the cement industry contributes only 0,4 % to a total annual NO_x emission of more than 22 million tons, and is thus among the minor offenders. The following tabulation shows the sources of NO_x producers in the United States (table 18. 6.).

For the environmentalists however, it seems to be easier to control 148 cement plants than 125 million motor vehicles which emit NO_x gases unpunished. In the United States, the regulations are not uniformly. There exist few Federal regulations, and a number of

Tabelle 18.6.

Table 18.6.

Erzeuger von NO _x enthaltenen Abgasen in den USA Producers of NO _x containing exit gases in the United States	
Mobile Quellen / Kraftfahrzeuge Mobile sources / Automobiles	49.15 %
Energie- und Dampferzeuger Power and steam gen. units	46.05 %
Erdölchem. Industrie Petrochem. industries	1.03 %
Zementindustrie Cement industry	0.41 %
Glas- und keram. Industrien Glass and ceram. ind.	0.38 %
Kunstdüngerindustrie Fertilizer manufacturer	0.12 %
Andere Others	2.86 %
Total	100.00 %
= 22.3×10^6 t/Jahr year	

regierung herausgegebene Verordnungen sowie staatliche und lokale Regelungen. Einige von diesen Verordnungen stützen sich auf die Qualität der Umgebungsluft am Ort der Immission (0.05 ppm), andere wiederum begrenzen die NO_x-Konzentration in bezug auf Art und Größe des betreffenden Zementwerkes, während weitere Verordnungen den NO_x-Gehalt in der stündlichen Abgasmenge begrenzen.

Ein Apparat zur Bestimmung von NO_x ist ein du Pont Spektrophotometer Analysator Model 411, bemessen für kontinuierliche Anzeige von SO₂ und intermittierende NO_x-Analyse. Eine FLS-Modifikation dieses Instruments zeigt alle 10 Minuten automatisch den NO_x-Gehalt an [173 e].

18.1.10. Kohleaufbereitung

Die Aufbereitung der Kohle zu Kohlenstaub erfordert besondere Vorsichtsmaßnahmen, um Kohlenstaubexplosionen zu verhüten. Eine Kohlenstaubexplosion entsteht, wenn die folgenden drei Bedingungen gegeben sind:

1. Eine innerhalb der Explosionsgrenzen bestehende *Konzentration von Kohlenstaub* im Gasgemisch.
2. Anwesenheit eines genügenden Anteiles von *Sauerstoff* im Gasgemisch.
3. Vorhandensein von *genügend Wärmeenergie*, um eine Explosion hervorzurufen.

Um eine Kohlenstaubexplosion zu verhindern, genügt demnach theoretisch die Abwesenheit eines der drei Faktoren. In der Praxis jedoch trachtet man danach, möglichst zwei und unter Umständen alle drei Faktoren auszuschalten [171a].

Da dies jedoch nicht immer gewährleistet werden kann, werden für die Kohlemahlanlagen besondere Ausführungen (inert Betrieb, druckstoßfeste Ausföhrung, etc.) vorgesehen [171b].

state and local ones. Some of these take into account the ambient air quality at the place of reception (0.05 ppm), some limit the NO_x concentration in relation to the type and size of the particular cement plant, while others put a limit on the hourly exhaust.

Equipment for determining NO_x is a du Pont Spectrophotometric Analyzer, Model 411, designed for continuous monitoring of SO₂ and discontinuous NO_x analysis. An FLS modification of this instrument measures NO_x automatically every 10 minutes [173 e].

18.1.10. Coal preparation

Pulverization of coal requires special precautions for preventing coal dust explosions. A coal dust explosion occurs if the following three conditions exist:

1. The concentration of coal dust in the gas mixture is within the explosion limits.
2. The oxygen content in the gas mixture is sufficient for an explosion.
3. There is sufficient thermal energy to cause an explosion.

Thus the absence of one of these three factors would be theoretically enough to prevent a coal dust explosion. In practice, however, it is preferable to eliminate two or, possibly, all three factors [171a].

However, as this cannot always be guaranteed, special design features are provided for coal grinding plants (inert operation, explosion-resistant construction, etc.) [171b].

Konzentration von Kohlenstaub

Für Steinkohle liegt der Explosionsbereich innerhalb der Konzentrationsgrenzen von 150 g (untere Explosionsgrenze) bis etwa 1500 g Kohlenstaub (obere Explosionsgrenze) pro 1 Nm³ Luft. Diese Konzentrationsgrenzen können je nach Gasgehalt und Feinheit der Kohle schwanken. Die Feinheit des Kohlenstaubes soll etwa einem Rückstand von 10–15 % auf dem 4900 M/cm² Sieb (Sieböffnung 0,088 mm) entsprechen. Der Konzentrationsbereich unterhalb der unteren Explosionsgrenze liegt zwischen 0–150 g/Nm³ und ist ziemlich eng. Dieser Bereich kann deshalb nicht für die Kohleaufbereitung benutzt werden, da hierfür große Gasmengen erforderlich wären.

Auch wird man es vermeiden, mit einer Kohlenstaubkonzentration im Explosionsbereich, d. i. zwischen 150 und 1500 g/Nm³, selbst bei Abwesenheit der beiden anderen Faktoren, zu arbeiten. Die über dem oberen Explosionsbereich liegende Kohlenstaubkonzentration ist die praktisch nutzbare Konzentration mit der in Kohle-Mahl trocknungsanlagen gearbeitet werden kann.

Sauerstoff im Gasgemisch

Der Sauerstoffgehalt im Mahltrocknungssystem soll höchstens 14 % betragen. Für diesen Zweck wird auch Umwälzung eines Teiles der Abgase angewendet, um den O₂-Gehalt zu verringern.

Was den O₂-Gehalt anbetrifft, so entstehen manchmal gefährliche Situationen beim Anfahren der Anlage. Durch Senkung des O₂-Gehaltes wird die untere Explosionsgrenze erhöht und die obere Explosionsgrenze gesenkt; dadurch wird der Explosionsbereich wesentlich enger. Mit dieser Maßnahme wird auch die Zündtemperatur des Gasgemisches erhöht.

Genügend Wärmeenergie

Die zur Initiierung einer Explosion notwendige Wärmeenergie kann entstehen durch:

- Selbstzündung der Kohle.
- Überhitzung der Kohle durch übermäßig heiße Trockengase.
- Heißlaufen von Maschinenteilen.

18.1.11. Kohletrocknung

Die Trocknung von Kohle mit Feuchtigkeitsgehalten von 15–40 % erfolgt meistens in Trockentrommeln wie sie für die Rohmaterialtrocknung verwendet werden. Die in die Trockentrommel eintretenden Heißgase sollen etwa 450 °C nicht überschreiten; dies bedingt einen höheren spezifischen Wärmeverbrauch zur Trocknung der Kohle im Vergleich zu Zement-Rohmaterial.

Die Temperatur der die Trockentrommel verlassen den Gase soll etwa 120 °C und die der getrockneten Kohle etwa 70 °C betragen.

Die spezifische Verdampfungsleistung für Kohletrocknung in Trommeltrocknern beträgt 25–35 kg Wasserdampf pro 1 m³ Trocknervolumen pro Stunde.

Concentration of coal dust

For mineral coal, the range of explosion is within concentration limits of 150 grams/stand. m³ (lower explosion limit), up to approximately 1500 grams of coal dust (upper explosion limit) per stand. m³ of air. These concentration limits may vary, depending upon the gas content and the fineness of the coal. The fineness of the coal dust should be equivalent to a residue of 10–15 % on the 170 mesh sieve (sieve opening 88 microns). The concentration range below the lower explosion limit is between 0–150 grams/stand. m³, and is rather narrow. In the pulverization of coal, this range of concentration cannot be considered because of excessive gas requirements.

One would also rather avoid working with coal dust concentration within the explosion limits, i. e. between 150 and 1500 grams/stand. m³, even in the absence of the two other factors. The coal dust concentration which lies above the upper explosion limit is the only effective concentration which can be practically utilized in coal drying-grinding plants.

Oxygen in the gas mixture

There should be a maximum of 14 % oxygen in the drying-grinding system. Part of the exit gases is recirculated to reduce the O₂-content.

As to the O₂-content, dangerous situations might sometimes originate during plant start-up operations. Lowering the O₂-content results in increase of the lower explosion limit and decreases the upper explosion limit, thus narrowing the explosion range. This provision also increases the ignition temperature of the gas mixture.

Sufficient thermal energy

The thermal energy required for causing an explosion can originate from the following three sources:

- Self ignition of coal.
- Overheating of the coal by excessive hot drying gases.
- Overheating of machine parts.

18.1.11. Coal drying

Drying of coal with moisture contents in the range from 15–40 % is mostly performed in drum dryers, the same type of dryers employed for raw material drying. The temperature of the flue gases entering the drum dryer should not exceed 450 °C; this results in a higher specific heat consumption for coal drying compared to drying of cement raw material.

The temperature of the drum dryer's exit gases should be approximately 120 °C, and that of the dried coal, approximately 70 °C.

The rate of evaporation for coal drying in drum dryers is 25–35 kg of water vapor per 1 m³ of dryer volume per hour. Waste heat from rotary kilns and

Zum Betrieb von Trockentrommeln für Kohle wird auch Abhitze aus Drehöfen und Klinkerkühlern verwendet. Oft wird auch Heißluft dem Ofenkopf entnommen.

Für Kohletrocknung in Trockentrommeln wird mit einem Wärmeverbrauch von etwa 1500 kcal/kg Wasser gerechnet.

Die Trocknung der Kohle soll bis zu etwa 1.0–1.5 % Restfeuchtigkeit erfolgen.

Jedoch kann in Mahltrocknungsanlagen feuchte Kohle nur bis zu 15 % Anfangsfeuchtigkeit getrocknet werden. Die Temperatur der in die Mahltrocknungsanlage eintretenden Heißgase soll höchstens 350 °C betragen.

18.1.12 Kohlemahlung

Für Kohlemahlung werden sowohl Walzenschüsselmühlen als auch Rohrmühlen verwendet [171c]. Die Mahlfeinheit der Kohle soll einem Siebrückstand von 1.5–2 % auf dem Nr. 0.2 Sieb (900 M/cm²) und von etwa 15 % auf dem Nr. 0.09 Sieb (4900 M/cm²) entsprechen. Als Regel gilt etwa:

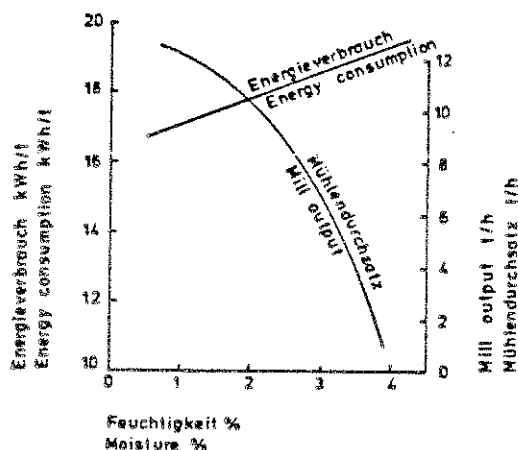
Je kürzer der Drehofen, in dem die Kohle gebrannt wird, desto feiner die Kohle.

Der Energieverbrauch für die Mahlung von Kohle schwankt in den Grenzen von etwa 10–30 kWh/t.

Der Feuchtigkeitsgehalt der Kohle hat einen wesentlichen Einfluß auf den Durchsatz der Mühle. Bei einer Feuchtigkeitszunahme von 1 bis 3 % sinkt der Rohrmühlendurchsatz um etwa 45–50 % bei einem gleichzeitigen Mehrverbrauch von spezifischer Mahlenergie um etwa 10 %, bei gleicher Korngröße; dieser Zusammenhang ist schematisch in Fig. 18.5. dargestellt.

Es sei bemerkt, daß der hier dargestellte Leistungsabfall bei Vermahlung von Kohle mit steigenden Feuchten nur für Anlagen gültig ist, denen keine ausreichende Heißgasmenge zugeführt wird.

Deshalb soll, wie bereits gesagt, die Kohle bis auf 1–1.5 % Restfeuchtigkeit getrocknet werden.



from clinker coolers is used to operate drum dryers for coal drying; frequently, hot air from the kiln hood is employed.

The heat consumption for coal drying in drum dryers is approximately 1500 kcal/kg of water.

Coal should be dried to a residual moisture content of 1–1.5 %.

The maximum moisture content of coal to be dried in drying-grinding plants is 15 %. The maximum temperature of the hot gases entering the drying-grinding plant should be 350 °C.

18.1.12 Coal grinding

Coal grinding is performed either in bowl mills or in tube mills [171c]. The fineness of the ground coal should be equivalent to a residue of 1.5–2 % on the No. 70 mesh sieve and of approximately 15 % residue on the No. 170 mesh sieve. The rule is approximately:

The shorter the rotary kiln in which the coal is burned, the finer the coal.

The energy consumption for grinding of coal is within the range of 10–30 kWh/t.

The moisture of coal has a significant influence on the capacity of the mill. For a moisture increase from 1–3 % the capacity of a tube mill decreases by about 45–50 %, with a proportionate increase in specific energy consumption of about 10 % for the same particle size; this correlation is diagrammatically shown in Fig. 18.5.

It should be mentioned that the shown capacity decrease when grinding coal with increasing moisture applies only to grinding plants which are not supplied with a sufficient volume of hot gases.

Therefore, as already mentioned, coal should be dried to a residual moisture content of 1–1.5 %.

Fig. 18.5. Abhängigkeit des Rohrmühlen-Durchsatzes und des spezifischen Energieverbrauches vom Feuchtigkeitsgehalt der Kohle

Fig. 18.5. Correlation between moisture content of coal and tube mill output as well as specific energy consumption for grinding

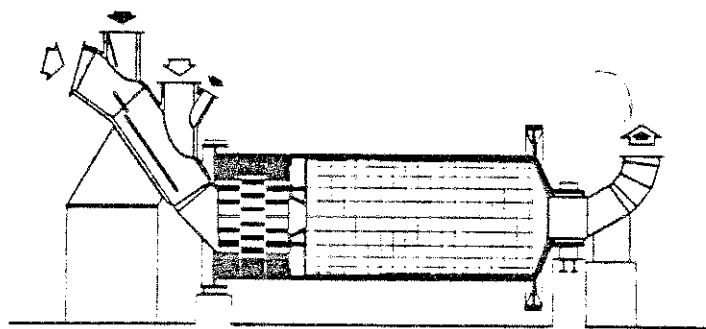


Fig. 18.5.1. Luftstrommühle mit Gleitschuh- und Halslagerung

Fig. 18.5.1. Air-swept mill with slide shoe and trunnion bearing

In Fig. 18.5.1. ist das Schnittbild einer Rohrmühle und in Fig. 18.5.2. eine Rollenmühle in druckstoßfester Bauart (beide Fabrikat Polysius) dargestellt.

Fig. 18.5.1. shows a sectional view of a tube mill and Fig. 18.5.2. shows a roller mill of explosion-resistant design (both manufactured by Polysius).

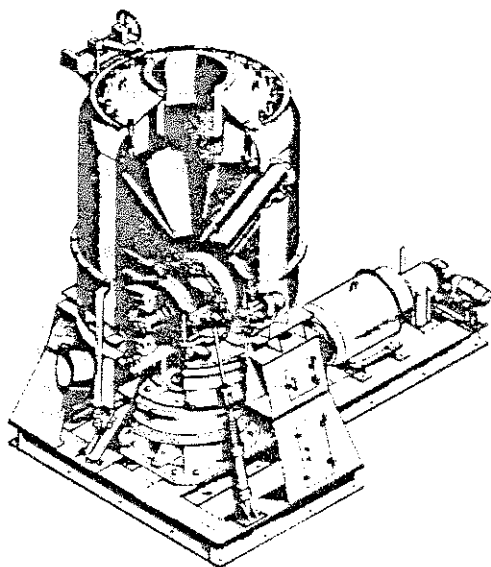


Fig. 18.5.2. Krupp Polysius Rollenmühle in druckstoßfester Bauweise

Fig. 18.5.2. Polysius roller mill of explosion-resistant design

18.1.13. Betriebsweise von Kohlenmühlen

Was die Zusammenwirkung von Kohlenmühle und Drehofen anbelangt, so bestehen grundsätzlich zwei verschiedene Betriebsweisen:

18.1.13. Mode of operation of coal mills

As to the compatibility of the coal mill and the rotary kiln, there exist basically two different modes of operation:

18.1.13.1. Die Einblasmühle

Diese arbeitet direkt mit dem Drehofen zusammen und hat sich dessen Anforderungen anzupassen.

18.1.13.1. The direct firing mill

This mill functions directly with the rotary kiln and must adjust to the demands of the kiln.

Die Investitionskosten einer Einblasmühle liegen etwa um 40 % niedriger als die einer vergleichbaren Anlage mit Bunkerfeuerung.

The investment cost of a direct firing mill is roughly 40 % lower than that of a comparable installation with bin firing.

Die betriebliche Abhängigkeit des Drehofens von der Einblasmühle wird jedoch als hemmend empfunden.

However, under certain circumstances, the operational dependence of the kiln upon the direct firing mill results in a bottleneck.

Die Einblasmühle kompliziert die Kontrolle der Drehofenflamme. Der aus der Kohlenfeuchtigkeit stammende Wasserdampf wird zusammen mit der getrockneten Kohle in den Drehofen eingeblasen. Dies verursacht eine Temperaturherabsetzung der Drehofenflamme. Es wird behauptet, daß jeder Prozentanteil Kohlenfeuchtigkeit die Flammentemperatur

Control of the rotary kiln flame is complicated by the direct coal firing mill. Water vapor from the coal is blown into the rotary kiln along with the dried coal, thus reducing the flame temperature. It is said that each per cent of coal moisture lowers the flame temperature by 10–14 deg C, thus decreasing the throughput of the kiln. It is known from experience

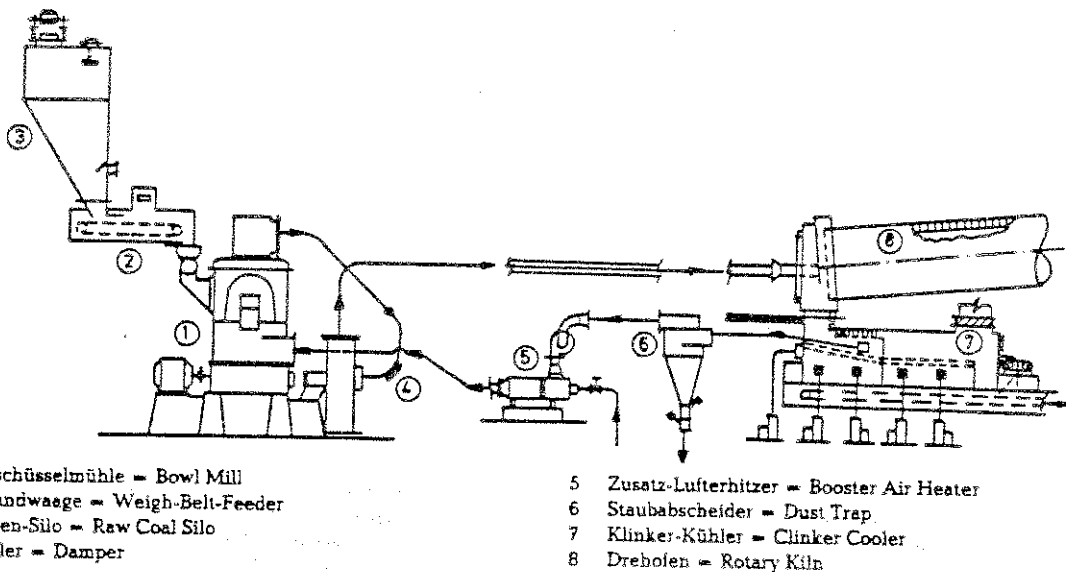


Fig. 18.6. Kohlen-Einblasmühle

um 10–14 grd C herabsetzt, was eine Durchsatzminderung des Ofens zur Folge hat. Aus der Praxis ist bekannt, daß eine Erhöhung der Flammentemperatur um 10 grd C einer Erhöhung der Ofenproduktion um mindestens 1 % entspricht.

In Fig. 18.6. ist das Fließdiagramm einer Kohlen-Einblasmühle dargestellt.

Fig. 18.7. zeigt eine ähnliche Anordnung, aber mit einer Luftstrommühle (Kugelmühle), wobei die Trockenwärme dem heißen Ofenkopf eines mit Planetenkühlern ausgerüsteten Drehofens entnommen wird. Sonst weist diese Mühle alle bereits oben beschriebenen Nachteile einer Einblasmühle auf.

Die Nachteile der Einblasmühle sind in der Anordnung für eine Mahltrocknungsmühle gemäß Fig. 18.8. beseitigt. Zwischen dem Zyklon-Abscheider (6) und

Fig. 18.6. Direct Coal Firing Mill

that an increase of the flame temperature by 10 deg C causes an increase in kiln production by at least 1 %.

Fig. 18.6. shows a flow diagram of a direct coal firing mill.

Fig. 18.7. shows a similar arrangement, but with an air-swept mill (ball mill); the drying heat is drawn from the hot kiln end of a rotary kiln, equipped with satellite coolers. Otherwise, this mill shows all drawbacks of a direct firing mill, as described above.

The drawbacks of a direct coal firing mill are eliminated in the drying-grinding arrangement shown in Fig. 18.8. A feed hopper with a few hours' storage cap-

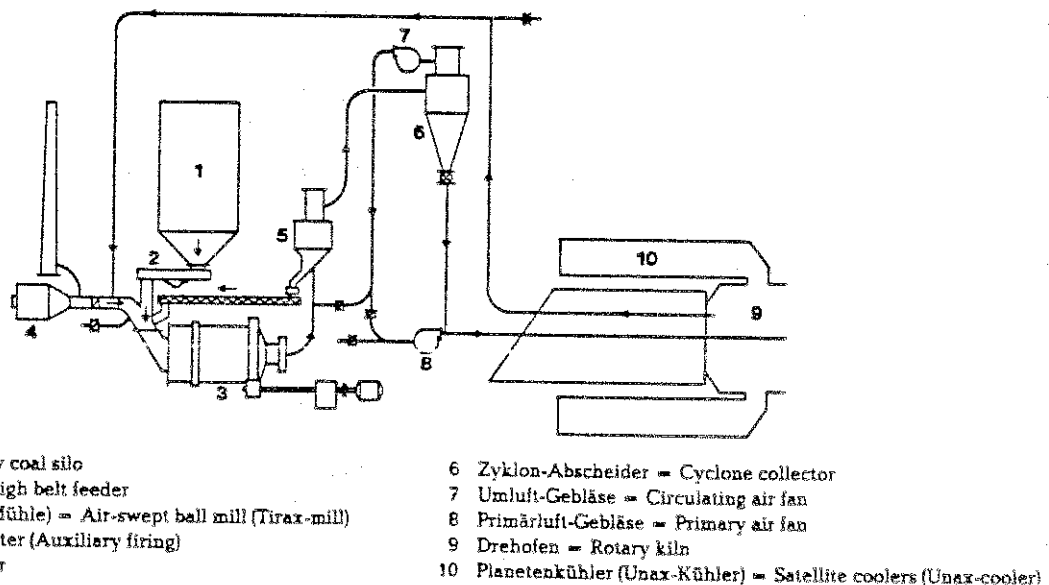
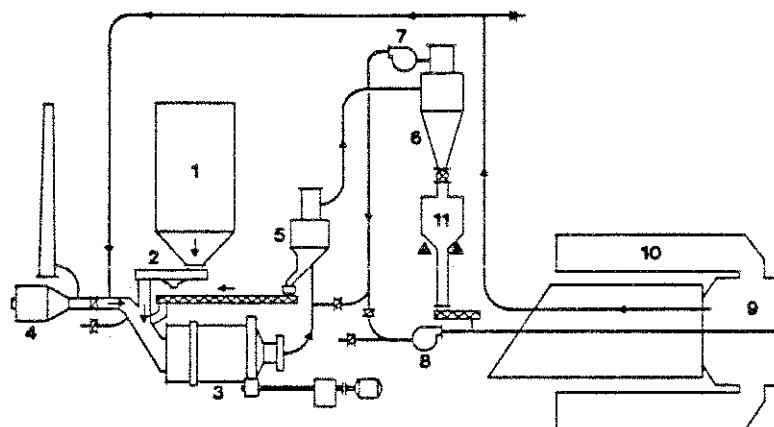


Fig. 18.7. Kohlen-Einblasmühle FLS-Tirax-Mühle

Fig. 18.7. Direct coal firing mill FLS-Tirax-mill



- 1 Silo für Rohkohle = Raw coal silo
- 2 Dosierbandwaage = Weigh belt feeder
- 3 Luftstrommühle (Tirax-Mühle) = Air-swept ball mill (Tirax-mill)
- 4 Hilfsfeuerung = Air heater (Auxiliary firing)
- 5 Windsichter = Separator

Fig. 18.8. FLS Indirekte Kohlen-Einblasmühle

dem Primärluftgebläse (8) ist ein auf Druckmeßdosen angebrachter Aufgabebehälter mit einer Kapazität für wenige Stunden angebracht. Die Druckmeßdosen steuern die Mühlenaufgabe. Die Kohlenstaubaufgabe in den Ofen erfolgt mit einem Zuteilschneckenförderer. Die Mühlenabluft wird als Primärluft in den Ofen eingeblasen.

18.1.13.2. Die Zentralmahlanlage

Der Mühlenumsatz einer Zentralmahlanlage ist wesentlich höher als der Kohleverbrauch der Ofenanlage. Dadurch wird zwischen Ofen und Mühle ein Vorrat an Kohlenstaub geschaffen. Die Zentralmahlanlage ist meistens auch dort erforderlich, wo mehrere Ofen oder mehrere Brennstellen eines Ofens von einer gemeinsamen Kohlen-Mahlanlage mit Brennstoff versorgt werden sollen [171a].

Fig. 18.9. enthält die schematische Darstellung einer Kohlen-Zentralmahlanlage.

Fig. 18.10. zeigt eine entsprechende Anordnung (Zentralmahlanlage), wie sie mit Rohrmühlen der Bauart Tirax (F. L. Smidth) ausgeführt wird. Die Trocknungswärme wird hier ebenfalls dem heißen Ofenkopf entnommen.

Die in Fig. 18.8. bis 18.10. dargestellten Mühlen sind Rohrmühlen mit großer Lufteinlaßöffnung (Luftstrommühlen), die ein Trocknen von etwa 20 % Anfangsfeuchtigkeit in der Rohkohle ermöglichen.

Diese Mühlen sind mit einer Trocknungskammer und zwei Mahlkammern ausgestattet und arbeiten im geschlossenen Kreislauf mit Sieb. Sie sind am Einlaufende mit einem Gleitschuhlager versehen, um durch eine große Einlaßöffnung auch eine entsprechend große Luftzufuhr zu ermöglichen. Das Auslaufende ruht auf einem Halslager (siehe Fig. 18.11.).

- 6 Zyklon-Abscheider = Cyclone collector
- 7 Umluftgebläse = Circulating air fan
- 8 Primärluft-Gebläse = Primary air fan
- 9 Drehofen = Rotary kiln
- 10 Planetenkühler (Unax-Kühler) = Satellite coolers (Unax-cooler)
- 11 Aufgabebehälter (Puffersilo) = Feed hopper (working bin)

Fig. 18.8. FLS Semi-direct coal firing mill

acity, positioned on load cells, is located between the cyclone collector (6) and the primary air fan (8). The load cells control the mill feed. The coal dust is supplied into the kiln by a feeding screw conveyor. The mill exit air is blown into the kiln as primary air.

18.1.13.2. The central grinding plant or bin firing system

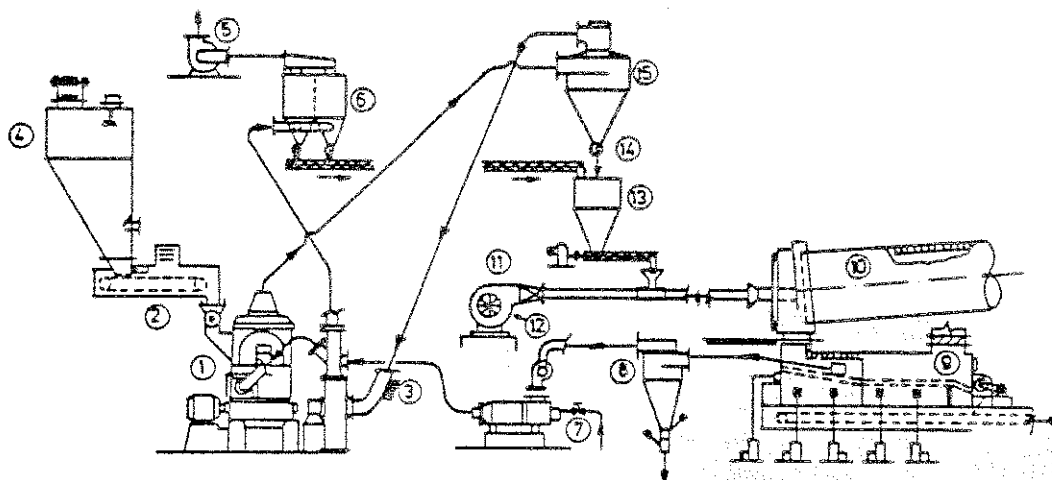
The mill capacity of a central grinding plant is essentially higher than the coal consumption of the kiln. This creates a stockpile of coal dust, which functions as a surge between kiln and mill. The central grinding plant is generally necessary where several kilns or several firing units of one kiln system are to be supplied with fuel from the same grinding plant [171a].

Fig. 18.9. shows the schematic arrangement of a central coal grinding plant.

Fig. 18.10. shows a similar arrangement (central grinding plant) employing Tirax-type ball mills (F. L. Smidth). Also here, the drying heat is drawn from the hot kiln end.

The mills shown in Fig. 18.8. to 18.10. are ball mills with large intake openings (air-swept mills), for drying-grinding of raw coal with an initial moisture content of up to 20 %.

These mills are supplied with one drying and two grinding compartments, working in closed circuit with a separator. For a large air inflow into the mill, the feed end is provided with an appropriate opening; therefore, this side of the mill rests on a slide shoe bearing, whereas the discharge end is positioned on a trunnion bearing (see Fig. 18.11.).

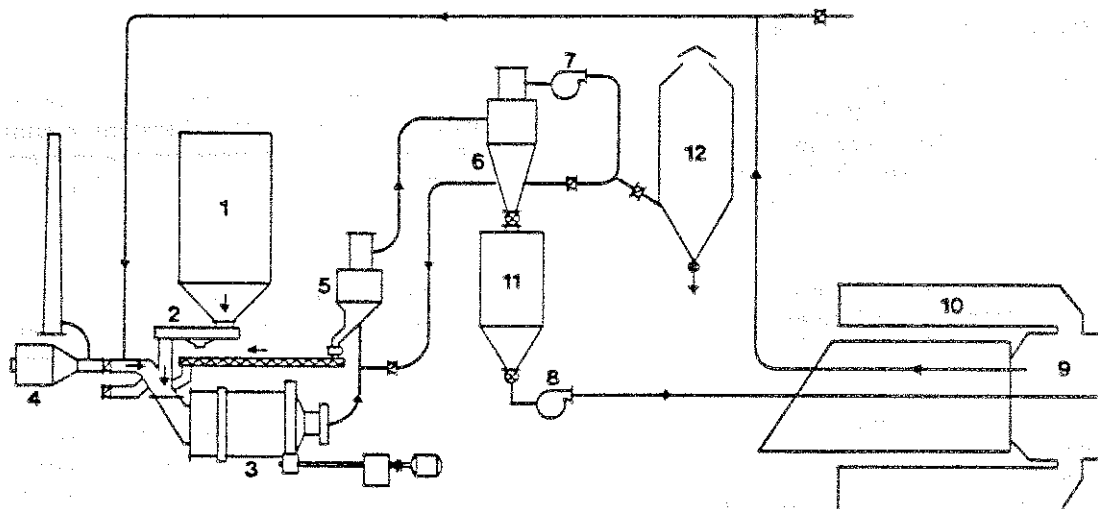


- 1 Walzenschüsselmühle = Bowl Mill
- 2 Dosierbandwaage = Weigh-Belt-Feeder
- 3 Zug-Regler = Damper
- 4 Rohkohlen-Silo = Raw Coal Silo
- 5 Entlüfter-Gebläse = Vent Fan
- 6 Staubfilter = Dust Collector
- 7 Zusatz-Lufterhitzer = Booster Air Heater
- 8 Staubabscheider = Dust Trap

Fig. 18.9. Zentral-Kohlenmahanlage

- 9 Klinkerkühler = Clinker Cooler
- 10 Drehofen = Rotary Kiln
- 11 Erstluft-Gebläse = Primary Air Fan
- 12 Erstluft-Zugregler = Primary Air Damper
- 13 Feinkohlen-Vorratssilo = Storage silo for ground coal
- 14 Zellschleuse = Rotary Valve
- 15 Zyklon-Abscheider = Cyclone Collector

Fig. 18.9. Central coal grinding plant



- 1 Silo für Rohkohle = Raw coal silo
- 2 Dosierbandwaage = Weigh belt feeder
- 3 Luftstrommühle (Tirax-Mühle) = Air-swept ball mill (Tirax mill)
- 4 Hilfsfeuerung = Air heater (Auxiliary firing)
- 5 Windsichter = Separator
- 6 Zyklon-Abscheider = Cyclone collector

Fig. 18.10. Zentral-Kohlenmahanlage mit Kugelmühle

- 7 Umluft-Gebläse = Circulating air fan
- 8 Primärluft-Gebläse = Primary air fan
- 9 Drehofen = Rotary kiln
- 10 Planetenkühler (Unax-Kühler) = Satellite coolers (Unax-cooler)
- 11 Kohlenstaubsilo = Coal dust silo
- 12 Entstauber = Dust collector

Fig. 18.10. Central coal grinding plant with ball mill

F.L. Smidth hat eine Kohlen-Standardmühlenreihe für etwa 4–30 t/h Trockenkohle entwickelt (siehe Tabelle 18.7). Die Mühlenleistung basiert auf Vermahlung von Kohle mit normaler Mahlbarkeit in Kreislaufmahlung mit Windsichter. Die Korngröße des Aufgabegutes soll 15 mm nicht überschreiten bei einer maximalen Feuchtigkeit von 10 %. Es wird auf 12–15 % Rückstand auf dem 0.09 mm Sieb (4900 Maschen/cm²) vermahlen.

The F.L. Smidth Co. developed a standard series of coal drying-grinding mills, with a capacity of 4–30 metric t/h of dry coal (see table 18.7). The mill capacity is based on coal of normal grindability and closed circuit grinding with air separator. The particle size of the mill feed should not exceed 15 mm, at a moisture of maximum 10 %. The product is ground to a fineness of 85–88 % passing the No. 170 ASTM-sieve.

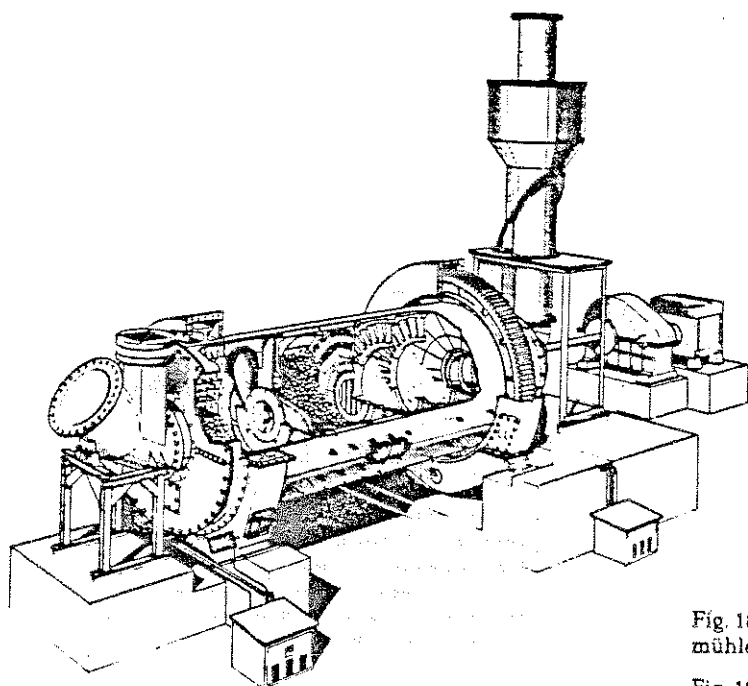


Fig. 18.11. F. L. Smidth Tirax Kohlen-Mahl-trocknungsmühle

Fig. 18.11. F. L. Smidth Tirax coal drying-grinding mill

18.2. Flüssige Brennstoffe — Heizöl

Die wichtigste Eigenschaft der Heizöle ist, daß sie sich aus dem flüssigen Zustand verfeuern lassen. Paraffine, Olefine, Naphtene und Aromaten sind die vier Hauptgruppen von Kohlenwasserstoffen aus denen die Heizöle bestehen. Die wichtigsten Heizölarten sind:

Mineralisches Heizöl (aus Erdöl)
Steinkohlenteeröl (aus Kohleverschwelung)
Braunkohlenteeröl (aus Kohleverschwelung)

In den Heizölen sind einige hundert Kohlenwasserstoffe vorhanden. Heizöle bestehen im allgemeinen aus 85–90 % Kohlenstoff, 5–10 % Wasserstoff; etwa 3–4 % bestehen aus Sauerstoff, Stickstoff und Schwefel. In manchen Heizölsorten beträgt der Schwefelgehalt bis zu etwa 3 %. Trotz großer Viskositätsunterschiede liegen die Heizwerte der Heizöle dicht beieinander und zwar in den Grenzen von $H_U = 8500 - 10,000 \text{ kcal/kg}$.

18.2.1. Viskosität

Die wichtigste Kenngröße für die Unterscheidung der Heizöle ist ihre Viskosität. Die Viskosität ist ein Maß für die innere Reibung und ist von der Temperatur des Oles abhängig.

Für die Viskosität bestehen absolute und empirische Maßeinheiten. In Europa ist die Engler-Skala in Gebrauch, in England mißt man in Redwoodsekunden und in USA in Sayboltsekunden (Universal und Furol). Im absoluten Maßsystem wird die Viskosität als dynamische Viskosität in Poise, oder als kinemati-

18.2. Liquid fuels — Fuel oil

The most important property of fuel oil is its ability to burn in the liquid state. Paraffins, olefins, naphthenes and aromatic compounds are the four main groups of hydrocarbons forming fuel oils. The most significant fuel oils are:

Mineral fuel oil (from crude oil)
Coal-tar oil (from low-temp. carbonization of coal)
Bituminous coal-tar oil (from low-temp. carbonization of bituminous coal)

Fuel oils consist of several hundred compounds of hydrocarbons. Generally, fuel oils consist of 85–90 % carbon, 5–10 % hydrogen; oxygen, nitrogen, and sulfur amount to about 3–4 %. In some kinds of fuel oil, the sulfur content amounts up to 3 %. Despite large variations in viscosity the heating values are within the limits of $LHV = 8500 - 10,000 \text{ kcal/kg}$.

18.2.1. Viscosity

The most significant characteristic distinguishing fuel oils is their viscosity. Viscosity is a scale for internal friction and depends on the temperature of the oil.

Viscosity is measured in absolute and empirical units. In continental Europe the Engler scale is employed, whereas in England the viscosity is measured in Redwood-seconds and in the USA in Saybolt-seconds (Universal and Furol). In the absolute system of units, viscosity is indicated in Poise as dynamic viscosity,

Tabelle 18.7.

Table 18.7.

FLS-Standard-Kohlenmühlen FLS-Standard coal mills					
Mühlengröße Mill size D × L + T	Drehzahl U/min RPM	Motor kW	Normalleistung Normal production t/h	Mahlkörperfüllung Charge of grinding media t	Mühlengewicht zwecks Berechnungen Weight of mill for calculation t
18 × 2.9 + 1.2	22.6	75	4.2	7.7	22.9
18 × 3.4 + 1.6	22.6	92	4.8	9.1	25.6
18 × 3.9 + 2.0	22.6	110	5.6	10.6	27.2
20 × 3.9 + 2.0	21.6	132	7.3	12.6	30.2
22 × 3.9 + 2.0	20.0	166	9.2	15.9	35.9
24 × 3.9 + 2.4	19.8	221	12.0	19.2	42.2
26 × 3.9 + 2.4	18.6	258	14.2	21.8	49.2
28 × 3.9 + 2.4	17.8	330	18.0	26.4	60.8
30 × 4.4 + 2.8	17.2	405	22.2	31.8	73.9
32 × 4.4 + 2.8	16.6	500	28.0	39.3	83.4

D = Mühlendurchmesser (dm)
L = Mahlkammerlänge (m)
T = Länge der Trockenkammer (m)

D = Mill diameter (dm)
L = Length of grinding compartment (m)
T = Length of drying compartment (m)

Tabelle 18.8

Table 18.8

Vergleich von Viskositätseinheiten Comparison of viscosity units				
Engler °E	Centistoke cSt	Saybolt-Sekunden Saybolt-seconds Universal SUS	Saybolt Sekunden Saybolt seconds Furol SFS	Redwood Sekunden Redwood seconds R"
3.0	20.6	100	15	89
4.8	34.2	160	20	145
8.8	65.0	300	32	292
14.0	108	500	52	438
23.0	173	800	81	800
43.0	324	1500	150	1400
87.0	648	3000	300	2800

sche Viskosität in Stokes angegeben. So entspricht z. B. 1 centi-Stokes der Viskosität von Wasser bei 15 °C. Die Engler-Grade geben das Verhältnis der Ausströmzeit von Öl zu Wasser an; ein Heizöl mit 100 Englergraden (E) benötigt eine 100 mal längere Ausflußzeit als Wasser. Englergrade sind nicht proportional, d. h. 10 Englergrade haben nicht die doppelte Viskosität von 5 Englergraden; dagegen haben doppelte centi-Stokes auch doppelte Viskosität.

Heizöle mit hoher Viskosität sind wesentlich billiger, erfordern jedoch Vorbereitungs- und Vorwärmanlagen zur Senkung der Viskosität. Trotz dieser zusätzlichen Ausgaben ist ihr Wärmepreis niedriger als der von dünnflüssigen Heizölen.

Tabelle 18.8. enthält einen Vergleich von verschiedenen Viskositätsskalen.

and in Stokes as kinematic viscosity. Thus e. g. 1 centistokes equals the viscosity of water at 15 °C. Engler-degrees indicate the ratio of the discharge time of oil to water; fuel oil of 100 Engler-degrees (E) requires a discharge time which is 100 times longer than that of water. Engler-degrees are not proportional, that means 10 Engler-degrees do not have double the viscosity of 5 Engler-degrees; on the other hand the double amount of centistokes equals the double viscosity.

High viscosity fuel oils are considerably cheaper, but require preparation and preheating facilities to lower their viscosity. Despite these additional expenditures their thermal price is lower than that of light-weight fuel oils.

Table 18.8. contains a comparison of different viscosity scales.

Viskositäts-Bezugstemperaturen sind für Redwood 37.4 °C, für Saybolt 21 °C, für schweres Heizöl (Nr. 6, gemäß ASTM) Saybolt-Furol 50 °C und Saybolt-Universal 99 °C.

Die Viskosität von Heizölen fällt mit steigender Temperatur und nimmt bei etwa 120 °C einen konstanten Wert an. Für die Ölzerstäubung im Brenner ist es daher nutzlos, die Erhitzung des Heizöls über 120 °C hinaus zu betreiben, mit der Absicht eine niedrigere Viskosität zu erzielen.

18.2.2 Spezifisches Gewicht

Das spezifische Gewicht der Heizöle liegt allgemein bei 1 g/cm³ bei 15 °C. Spezifisches Gewicht, das bei anderen Temperaturen gemessen wurde, ist auf 15 °C umzurechnen unter Benutzung eines kubischen Ausdehnungskoeffizienten von 0.00065/grd Celsius.

In USA wird das spezifische Gewicht als specific gravity, Sp. Gr. 60 °F/60 °F, angegeben. Dies ist das Verhältnis des Gewichtes eines beliebigen Ölolumens bei 60 °F (15 °C) zum Gewichte eines gleichgroßen Volumens Wasser.

Die US-Ölindustrie mißt das spezifische Gewicht von Öl in API-Graden (American Petroleum Institute). Die API-Skala wird auf das spezifische Gewicht bei 15 °C (Sp. Gr. 60/60 F) wie folgt umgerechnet:

$$\text{Sp. Gr. 60/60 F} = \frac{141.5}{131.5 + \text{Deg. API}}$$

API-Grade werden mit Hilfe der folgenden Formel ermittelt:

$$^{\circ} \text{API} = \frac{141.5}{\text{Sp. Gr. 60 } ^{\circ}\text{F/60 } ^{\circ}\text{F}} - 131.5$$

Die in Deutschland gebräuchliche Bezeichnung Dichte (density) ist in dieser Materie in Amerika nicht in Gebrauch. Es wird das spezifische Gewicht angewendet, das zahlenmäßig der Dichte bezogen auf Wasser bei 4 °C, gleich ist.

Tabelle 18.9. enthält eine Klassifizierung von amerikanischen Heizölen mit Angabe des spezifischen Gewichtes und des Heizwertes.

Danach werden die amerikanischen Heizöle in fünf Klassen gegliedert. Heizöl Nr. 3 wurde eliminiert. Das in der Zementindustrie am meisten verwendete Öl ist Heizöl Nr. 6.

Tabelle 18.10. enthält typische Analysen und Eigenschaften von US-Heizölen.

Im Handel als Bunker C-Öl bezeichnetes Öl, entspricht etwa dem Heizöl Nr. 6.

Es sei bemerkt, daß die amerikanischen Normen für Heizöle (Tentative Specifications for Fuel Oils, ASTM, Des. 396-64 T) keine Bestimmungen über den maximalen Schwefelgehalt enthalten.

Viscosity reference temperatures are: For Redwood 37.4 °C, for Saybolt 21 °C, for heavy fuel oil (No 6 oil according to ASTM) Saybolt-Furol 50 °C and Saybolt-Universal 99 °C.

With rising temperature the viscosity of fuel oils decreases, becoming nearly constant at 120 °C. For this reason it would be useless to heat the oil beyond 120 °C to lower its viscosity, with the aim of achieving better atomization in the burner.

18.2.2 Specific gravity

The specific gravity of fuel oils is generally around 1 g/cm³ at 15 °C. Specific gravity measured at other temperatures should be converted to 15 °C, applying the cubical expansion coefficient of 0.00065/degree C.

In the United States the specific gravity is expressed as Sp. Gr. 60 °F/60 °F. This is the ratio between any volume of oil at 60 °F (15 °C) and the weight of an equal volume of water.

The US-oil industry measures the specific gravity of oil in API-degrees (American Petroleum Institute). To convert the API-scale to specific gravity at 15 °C (Sp. Gr. 60/60 F), the following formula is used:

$$\text{Sp. Gr. 60/60 F} = \frac{141.5}{131.5 + \text{Deg. API}}$$

API-degrees can be determined with the following formula:

$$^{\circ} \text{API} = \frac{141.5}{\text{Sp. Gr. 60 } ^{\circ}\text{F/60 } ^{\circ}\text{F}} - 131.5$$

The German designation density (Dichte) is in this matter not used in America, where the specific gravity is applied. Referred to water at 39.2 °F (4 °C), the specific gravity equals numerically the density.

Table 18.9. contains a classification of American fuel oils with data concerning specific gravity and heating value.

According to this table, American fuel oils are divided into 5 classes (fuel oil No 3 is eliminated). The cement industry uses mostly fuel oil No 6.

Table 18.10. contains typical analyses and properties of US-fuel oils.

Fuel Oil specified commercially as Bunker C-Oil, corresponds roughly to No. 6 fuel oil.

It should be noticed that American standards for fuel oils (Tentative Specifications for Fuel Oils, ASTM, Des. 396-64 T), do not contain regulations pertaining to the maximum sulfur content.

Tabelle 18.9.

Table 18.9.

Amerikanische Heizöle — Klassifizierung nach gebräuchlichen Handelsnormen General Classification of Fuel Oils based on trade practices under code				
Handels- Nr. Trade No	Vorwiegender Gebrauch Principal use	Spez. Gew. Gravity ° API	Pfund/Gallon lb/gal.	Btu/Gallon Btu/gal.
1	Destillat-Öl zum Verdampfen in Pfannen-Brennern und für Gebrauch, wo flüchtiges Öl verlangt wird A distillate oil intended for vaporizing in pot-type burners and other uses requiring volatile fuel oil	35–40	6.879–7.085	135,800–138,800
2*	Destillat-Öl für Hausheizung zum Gebrauch in Brennern, wo Nr. 1 nicht verwendet wird. Mittelmäßig flüchtig A distillate oil for general purpose domestic heating in burners not requiring No 1. Moderately volatile	26–34	7.128–7.490	139,400–144,300
4	Öl für Brenner, die nicht mit Vorwärmern ausgerüstet sind An oil for burner installations not equipped with preheating facilities	24–25	7.538–7.587	145,000–145,600
5	Rückstands-Öl für Brenner mit Vorwärmern. Im Handel als „Bunker B“. Vorwärmen von 76–103 °C A residual-type oil for burners equipped with preheating facilities. Sold as Bunker B. Preheat from 170–220 °F	18–22	7.686–7.891	146,800–149,400
6	Öl für Gebrauch in Brennern mit Vorwärmern für hochviskose Öle. „Bunker C“. Vorwärmen 103 °–120 °C Oil for use in burners with preheaters for high-viscosity fuel. „Bunker C“. Preheat from 220 °–250 °F	14–16	7.998–8.108	150,700–152,000
* Öl Nr. 3 wurde in Öl Nr. 2 eingegliedert Oil No 3 was incorporated into No 2 grade				

Die Anforderungen an die handelsüblichen Heizöle in Westdeutschland sind im Normblatt DIN 51603 (1976) festgelegt. Es werden vier Heizölsorten unterschieden:

1. Heizöl EL, extra leicht
2. Heizöl L, leicht
3. Heizöl M, mittel
4. Heizöl S, schwer

Heizöle L und M sind Stein- und Braunkohlenprodukte; Heizöle EL und S sind Erdölprodukte. Für Drehöfen der Zementindustrie wird vorwiegend Heizöl S verwendet und entsprechend den örtlichen Verhältnissen ebenfalls Heizöl L und Heizöl M. Für eine gute Zerstäubung im Ölbrenner soll Heizöl S auf 120 °C und Heizöle L und M auf 80 °C vorgewärmt werden.

Tabelle 18.11. enthält Kennwerte für das in Deutschland in der Zementindustrie meist verwendete Heizöl S, gemäß Normblatt DIN 51603.

18.2.3. Heizwert

In Ländern mit metrischem Maßsystem wird der Heizwert des Öles in kcal/kg, als H_U , angegeben.

German specifications DIN 51603 (1976) contain requirements for commercial fuel oils in West Germany. Four kinds of fuel oils are specified:

1. Fuel oil EL, super light
2. Fuel oil L, light
3. Fuel oil M, medium
4. Fuel oil S, heavy

Fuel oils L and M are products from anthracite and bituminous coals; fuel oils EL and S are crude oil products. Fuel oil S is commonly used in cement rotary kilns, and depending on local resources, also fuel oils L and M. Proper atomization in the oil burner, requires preheating of fuel oil S to 120 °C whereas fuel oils L and M require preheating only to 80 °C.

Table 18.11. contains data for fuel oil S, which is mainly employed by the German cement industry; data are from Standard Specification DIN 51603.

18.2.3. Heating value

In countries using the metric system, the heating value of fuel oils is expressed in kcal/kg as LHV. In

Tabelle 18.10.

Table 18.10.

Typische Analysen und Eigenschaften von US-Heizölen* Typical Analyses and Properties of US-Fuel Oils*					
Klasse des Heizöles Nr. Grade of Fuel Oil N°	1	2	4	5	6
Farbe — Color	Hell Light	Gelb Amber	Schwarz Black	Schwarz Black	Schwarz Black
Spez. Gew. API Gravity 60 °F	40	32	21	17	12
Spez. Gewicht 15 °C Specific gravity 60 °F/60 °F	0.8251	0.8654	0.9279	0.9529	0.9861
Viskosität, Centistokes 38 °C Viscosity, Centistokes, 100 °F	1.6	2.68	15.0	50.0	360.0
Viskosität, Saybolt Universal, 38 °C Viscosity, Saybolt Universal, 100 °F	31	35	77	232	—
Viskosität, Saybolt Furol, 50 °C Viscosity, Saybolt Furol, 122 °F	—	—	—	—	170
Fließpunkt °F Pour Point °F	Unter Null Below zero	Unter Null Below zero	10	30	65
Pumptemperatur °F Temp. for pumping °F	Umgebungs- temp. Ambient temp.	Umgebungs- temp. Ambient temp.	15	35	100
Zerstäubungstemperatur °F Temp. for atomizing °F	Ambient temp. Umgebungs- temp.	Ambient temp. Umgebungs- temp.	25	130	200
Kohlenstoffrückstand, % Carbon residue %	Spuren Trace	Spuren Trace	2.5	5.0	12.0
Schwefel, % Sulfur, %	0.1	0.4–0.7	0.4–1.5	2.0 max.	2.8 max.
Sauerstoff und Stickstoff, % Oxygen and Nitrogen, %	0.2	0.2	0.48	0.70	0.92
Wasserstoff, % Hydrogen, %	13.2	12.7	11.9	11.7	10.5
Kohlenstoff, % Carbon, %	86.5	86.4	86.10	85.55	85.70
Bodensatz und Wasser, % Sediment and water, %	Spuren Trace	Spuren Trace	0.5 max.	1.0 max.	2.0 max.
Aschegehalt, % Ash, %	Spuren Trace	Spuren Trace	0.02	0.05	0.08
Btu pro Gallon Btu per gallon	137,000	141,000	146,000	148,000	150,000
* Humble Oil and Refining Co.					

Heizwertangaben in Amerika werden entweder in Btu (British Thermal Unit) pro Gallon bei 60 °F oder in Btu/Pfund gemacht. Der Heizwert pro Gallon steigt mit zunehmendem spezifischen Gewicht und beträgt bei Heizöl Nr. 6 rund 150,000 Btu. Der Heizwert pro Pfund Heizöl schwankt mit dem spezifischen Gewicht; mit fallendem spezifischen Gewicht steigt der Heizwert, weil das leichtere Öl mehr Wasserstoff enthält. Der Heizwert pro Pfund beträgt rund 18,000 Btu, als H_2 . Der Heizwert von schweren Heizölen schwankt nur in geringen Grenzen.

America, the heating value is quoted in either Btu per gallon at 60 °F or Btu per pound. The heating value per gallon increases with the specific gravity. The HHV of N° 6 fuel oil is about 150,000 Btu/gallon. The heating value per pound varies with the specific gravity. With decreasing specific gravity the heating value increases, since the lighter oil contains more hydrogen. The HHV per pound is roughly 18,000 Btu. The heating value of heavy fuel oils varies only slightly.

Tabelle 18.11.

Table 18.11.

Heizöl S-Kennwerte DIN 51603 Fuel Oil S-Data, German Standards DIN 51603	
Kennwert — Characteristic value	DIN 51603 (10/76)
Dichte bei 15 °C g/ml Density at 60 °F, gram/ml	ist vom Lieferer anzugeben to be stated by vender
Flammpunkt °C Flash point °C	min. 65
Viskosität bei 50 °C Viscosity at 122 °F cSt	max. 450
Viskosität bei 100 °C Viscosity at 212 °F cSt	max. 40
Koksrückstand Coke residue Conradson %	max. 15
Schwefel Sulfur %	max. 2.8
Wassergehalt Water content %	max. 0.5
Heizwert Hu Heating Value LHV MJ/kg	min. 39.8
Asche Ash %	max. 0.15
Sedimente Sediments %	0.5

Bei Heizölen läßt sich der Heizwert nach der Dulong'schen oder ähnlichen Formeln wegen der Bildungswärme bei Verbrennung des Oles nicht berechnen. Die Bildungswärme stellt die Energie dar, die notwendig ist, um die im Brennstoff enthaltenen Moleküle in die reaktionsfähigen Einzelelemente aufzuspalten; sie ist die Differenz zwischen der Summe der Verbrennungswärmen der im Heizöl enthaltenen einzelnen Elemente und der Verbrennungswärme ihrer Verbindungen.

Der Heizwert wird mit der kalorimetrischen Bombe als oberer Heizwert ermittelt. Zur Umrechnung auf den unteren Heizwert dient die Formel:

$$H_u = H_o - 52.1 \times \% H_2 (\text{kcal/kg})$$

Die spezifische Wärme des Heizöles beträgt im Bereich von der Außentemperatur bis zur Zerstäubungstemperatur 0.5 kcal/kg · °C.

Ist das spezifische Gewicht und der Schwefelgehalt bekannt, dann kann der Heizwert H_u überschlägig mit der folgenden Formel ermittelt werden:

$$H_u = 12,958 - 3228 \cdot D_{15} - S \cdot 70 (\text{kcal/kg})$$

worin

Spezifisches Gewicht bei 15 °C in kg/dm³

Schwefelgehalt des Heizöles in %

= D_{15}

= S

where

specific gravity at 15 °C, kg/dm³

sulfur content, %

Because of the heat of formation during combustion, Dulong's or other similar formulas are not applicable to calculate the heating value of fuel oils. The heat of formation represents the energy necessary to dissociate the fuel's molecules into reactive individual elements. Thus the heat of formation is the difference between the total of the heat of combustion of the particular elements and the heat of combustion of their compounds in the fuel.

The heating value is determined as HHV in the bomb calorimeter. To convert the HHV into LHV, the following formula is used:

The specific heat of fuel oil in the range from ambient temperature to atomization temperature is 0.5 Btu/lb · °F.

For a rough estimate of the heating value, the following formula can be used, if the specific gravity and the sulfur content are known:

Vom Heizwert werden je Prozent S, 70 kcal/kg abgezogen. Eine ähnliche Formel ist in Amerika in Gebrauch; hierfür muß die Baumé-Dichte bekannt sein.

For each percent of sulfur, 70 kcal/kg should be deducted. In America, a similar formula is in use; for this, the Baumé-gravity must be known:

$$18,250 + 40(^{\circ}\text{Bé} - 10) \text{ Btu/lb}$$

Rechnerisch wird die Baumé-Dichte wie folgt ermittelt:

Baumé-gravity can be derived as follows:

$$^{\circ}\text{Baumé} = \frac{140}{\text{Sp gr., } 60/60^{\circ}\text{F}} - 130$$

Heizöle verschiedener Herkunft sollen nicht miteinander gemischt werden, weil dies meistens zu Ausflockungen führt, was sich im Betrieb störend auswirken kann.

Fuel oils of different origins should not be mixed since mixing might cause flocculation resulting in operational disturbances.

Um Vanadium, Schwefel und andere schädliche Komponenten aus dem Heizöl zu entfernen, werden Zusätze angewendet, die mit diesen Beimengungen leicht entfernbare Emulsionen bilden. In Deutschland werden für diesen Zweck Vescolin und Vanafag dem Heizöl im Verhältnis 1 : 1000 zugesetzt.

To remove vanadium, sulfur and other harmful components, additives are employed, which form emulsions with these components; these emulsions are easy to separate. In Germany, Vescolin and Vanafag in a ratio of 1 : 1000 are added to the fuel oil for this purpose.

18.2.4. Flammentemperatur

18.2.4. Flame temperature

Die theoretische Flammentemperatur bei der Verbrennung von Heizöl kann mit Hilfe der folgenden Formel berechnet werden:

The theoretical flame temperature from the combustion of fuel oil can be derived from the following formula:

$$T_{\text{theor.}} = \frac{Q}{V_G \times C_p}$$

worin

where

Heizwert des Öles in kcal/kg

= Q

= heating value of fuel oil, kcal/kg

Verbrennungsgasvolumen in Nm³/kg

= V_G

= volume of combustion gases, Nm³/kg

Spezifische Wärme des Verbrennungsgases

= C_p

= specific heat of combustion gases

Setzen wir z. B. für Heizöl der Klasse S die Werte aus Tabelle 18.11. ein und nehmen für C_p = 0.40 bei etwa 2000 °C an, dann erhalten wir die folgende theoretische Flammentemperatur:

For example, let us use fuel oil class S, from table 18.11., and let us assume C_p = 0.40 at about 2000 °C, then we will get the following theoretical flame temperature:

$$T_{\text{theor.}} = \frac{9750}{11.3 \times 0.40} = 2157^{\circ}\text{C}$$

Fig. 8.12. enthält ein Diagramm, welches die theoretischen Flammentemperaturen von Heizöl, in Abhängigkeit vom Luftüberschuß und der Temperatur der Sekundärluft darstellt. Der Heizwert des Heizöles beträgt H_u = 9765 kcal/kg, das spezifische Gewicht 0.96 g/cm³ bei einem Schwefelgehalt von 2 % [174].

Fig. 18.12. shows a diagram where the theoretical flame temperatures of fuel are plotted versus the rate of excess air and the temperature of the secondary air. The heating value of the fuel oil is LHV = 9,765 kcal/kg, and the specific gravity is 0.96 g/cm³ (15.9° API), at a sulfur content of 2 % [174].

18.2.5. Heizölvorbereitung

18.2.5. Preparation of fuel oil

Eine Entladepumpenanlage fördert das in verschiedenen Transportmitteln angelieferte Heizöl in den Vorratstank. Diese Entladestation ist, wenn notwendig, auch zur Erwärmung des in den Tankwaggons befindlichen Heizöles eingerichtet, um das Ausfließen des Öles zu beschleunigen. Das Fassungsvermögen des Lagertanks einer Zementfabrik ist vom Ölverbrauch und von den örtlichen Transportverhältnissen abhängig. Lagertanks mit 1000 bis 10,000 m³ Inhalt und dar-

The fuel oil which is delivered to the cement plant by a variety of methods of transportation, is conveyed by a set of discharge pumps to the storage tank. If necessary, the discharge terminal is also equipped with a heating arrangement for heating the fuel oil in the tank cars to accelerate the outflow of the oil. The capacity of an oil tank in a cement plant depends on the fuel oil consumption as well as on regional transportation conditions. Storage tanks with capacities of

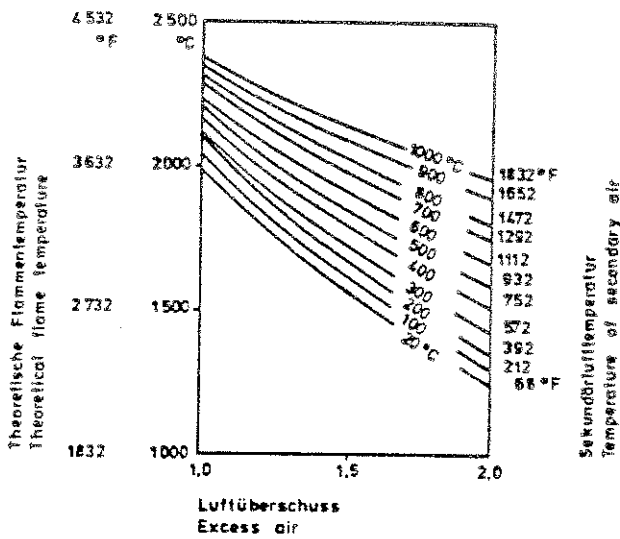


Fig. 18.12. Theoretische Flammentemperaturen von Heizöl

Fig. 18.12. Theoretical flame temperatures from fuel oil

über sind in Gebrauch. Bei größerer Entfernung des Ollagertanks von der Drehofenanlage wird ein Zwischenbehälter zwischen Lagertank und Drehofen eingeschaltet, dessen Inhalt etwa einem 24stündigen Ölverbrauch entspricht.

Um sowohl pumpfähig als auch im Ofenbrenner zerstäubungsfähig zu sein, muß das Heizöl eine entsprechende Viskosität besitzen, worüber bereits vorher berichtet wurde.

Zur Erwärmung des Heizöles sind im allgemeinen drei verschiedene Medien in Gebrauch und zwar Wasserdampf, Wärmeträgerflüssigkeit und elektrischer Strom. Es wäre nicht wirtschaftlich, den ganzen Inhalt großer Heizöl-Lagertanks zu erwärmen, um das Öl pumpfähig zu erhalten. Für diesen Zweck genügt örtliche Erwärmung des Oles an der Ausflußöffnung, wozu sogenannte Auslauferhitzer, wie in Fig. 18.13. dargestellt, dienen.

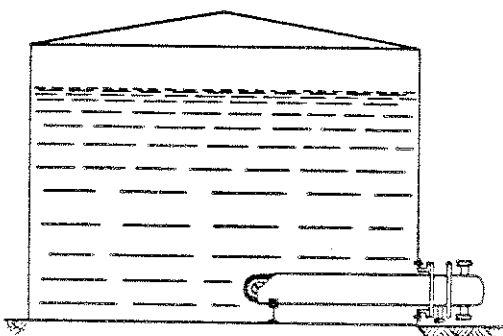


Fig. 18.13. Heizöl-Lagertank mit Auslauferhitzer

Fig. 18.13. Fuel oil storage tank with suction heater

Große Lagertanks sind mit bis zu vier Auslauferhitzern mit je etwa 75 kW Heizkörpern ausgestattet. Um das Heizöl pumpfähig zu machen, wird es auf etwa 30–50 °C erhitzt. Dies ist auch die Eintrittstemperatur des Oles in die Heizöl-, Pumpen- und Erhitzungsanlage.

Da in Zementwerken nicht immer Wasserdampf vorhanden ist, erfordert die Verwendung von Wasserdampf für Heizölerwärmung einen besonderen, mei-

1000 to 10,000 m³ of volume or more are in use. Longer distances between the oil storage tank and the rotary kiln necessitate an intermediate tank. The volume of this tank usually equals one day's oil consumption.

To be both pumpable and prepared for atomization in the kiln burner pipe, the fuel oil must have a proper viscosity, as has previously been described.

To heat the fuel oil, generally three different media are used: water vapor, heat carrier liquid, and electrical current. It would not be economical to heat the whole content of large fuel oil storage tanks to keep the oil in a pumpable state. It is sufficient to heat the oil locally, close to the discharge pipe; this is performed by the application of so-called suction heaters, as shown in Fig. 18.13.

Large storage tanks are supplied with up to four suction heaters with a heating power of approximately 75 kW each. To make the fuel oil pumpable, it is heated to about 30–50 °C. This is also the entering temperature of the fuel oil into the pump and heater set.

Since steam is not always available in cement plants, the application of fuel oil heating requires a special, generally electrically heated, steam boiler. For the

stens elektrisch beheizten Dampfkessel. Die Wartung einer solchen, verhältnismäßig kleinen Kesselanlage, die chemische Behandlung des Kesselspeisewassers, die Abführung des Kondensats usw., läßt die Verwendung von Dampf für diesen Zweck nicht praktisch genug erscheinen. Als Beispiel sei angeführt, daß für Heizölerwärmung von etwa 50 ° auf 100 °C für einen Vorwärmdrehofen mit einer Klinkerleistung von 2000 t/24 h (etwa 125–130 kg vorgesehener Heizölverbrauch pro Minute), ein mit 500 kW beheizter Dampfkessel mit einer Leistung von etwa 655 kg Dampf pro Stunde notwendig ist.

Der niedrige Betriebsdruck und die flüssige Phase der Wärmeträgerflüssigkeiten machen diese für die Heizölerwärmung praktischer als Dampfbetrieb. Die Erhitzung von Wärmeträgerflüssigkeiten kann durch Beheizung mit Erdgas, durch direkte Beheizung mit leichtem Heizöl, oder auch elektrisch erfolgen.

Wärmeträgermedien sind, um nur einige zu nennen: Heißwasser, Quecksilber, Dowtherm (diphenyl-diphenyloxid) der Dow Chemical Co., Mischungen von Salzlösungen, z. B. 40 % NaNO_2 , 7 % NaNO_3 und 53 % KNO_3 , sowie verschiedene Mineralöle, wie Mobiltherm der Socony Mobil Oil Co., oder Exxon-Thermalöl usw. Die Betriebstemperaturen dieser Wärmeträgermedien liegen bei etwa 300 °C mit Ausnahme von Heißwasser, das bis zu einer Betriebstemperatur von 230 °C verwendet wird.

Elektrischer Strom wird als Widerstandsheizung auch zur Erwärmung von Heizölleitungen benutzt. In diesem Falle dienen die Leitungsrohre als elektrischer Widerstand und werden so aufgeheizt.

In der Heizöl-Pumpen- und Erhitzungsanlage wird das Heizöl von 50 °C auf etwa 100–110 °C erhitzt und mit dem erforderlichen Zerstäubungsdruck in die Ofen-Brennerlanze geleitet. Fig. 18.14. zeigt eine schematische Darstellung einer Heizöl-Pumpen- und Erhitzungsanlage; diese Anlage arbeitet für eine Drehofen-Wärmekapazität von etwa 75 Millionen kcal/h bei einem Durchsatz von 128 kg/min Heizöl und einem Pumpendruck von 21 atü. Die Oleintrittstemperatur ist 45 °C und die Temperatur des erhitzten Heizöles etwa 110–112 °C.

In dieser Anlage sind Heizölpumpen, Ölerhitzer und Ölfilter zusammengefaßt, die meistens in Zwillingausführung (Duplex) und Blockbauweise auf einer gemeinsamen Fundamentplatte gebaut werden, wie dies in Fig. 18.15. dargestellt ist.

Das Filter mit Grobsieb, das etwa 60–150 Maschen pro cm^2 hat, befindet sich vor den Pumpen, um eventuelle Festkörper fernzuhalten; das Feinsiebfilter mit 1600 bis 6400 Maschen/ cm^2 soll Verstopfungen der Brennerdüsen verhüten.

Der Brennbetrieb von Zementdrehöfen mit Heizöl erfordert erhebliche Fördermengen und hohe Betriebsdrücke. Deshalb werden für diesen Zweck fast ausschließlich Verdrängerpumpen wie Zahnrad- oder Schraubenspindelpumpen verwendet. Kreiselpumpen sind für diesen Zweck nicht gut geeignet.

operation of a relatively small boiler plant, the chemical treatment of the boiler feed water, the discharge of the condensate, etc., makes the use of steam for this purpose impractical. As an example, it may be mentioned that for the heating of fuel oil from about 50–100 °C, as it is used in a 2000 metric t/24 h pre-heater kiln (expected fuel consumption 125–130 kg/min), a 500 kW electrically heated steam boiler with a capacity of about 655 kg steam per hour is required.

The low operating pressure and the liquid phase of thermal or heat carrier liquids make them more practical for fuel oil heating than steam operation. Heat carrier liquids can be heated with natural gas, with light fuel oils, or electrically.

Heat carrier liquids, (to quote only a few of them) a superheated water, mercury, Dowtherm (diphenyl-diphenyloxide) of the Dow Chemical Co.; mixtures of salt solutions, e.g. 40 % NaNO_2 , 7 % NaNO_3 and 53 % KNO_3 ; also various mineral oils as Mobiltherm of the Socony Mobil Oil Co., or Exxon Thermal-oil. The operating temperatures of these heat carrier media are approximately 300 °C, with the exception of superheated water which is used up to an operating temperature of 230 °C.

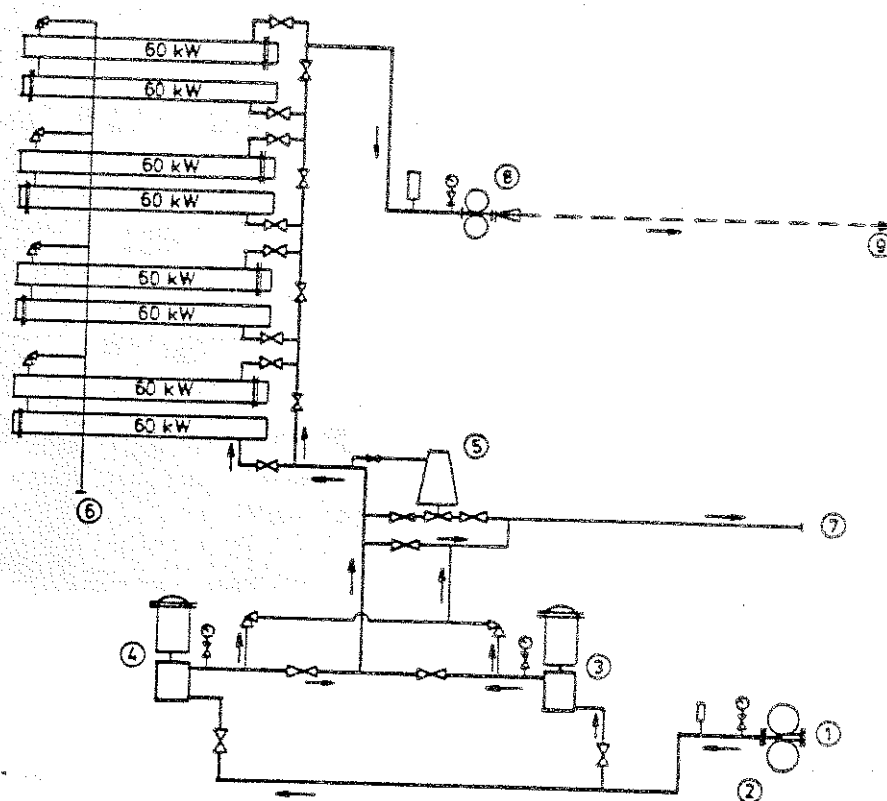
Electric heating is also used as resistance heating for direct heating of the oil lines. In this case the oil pipes themselves are the electric resistors, thus being heated.

The pump and heater set heats the fuel oil from 50 °C to about 100–110 °C, and conveys it with the pressure required for atomization into the kiln burner pipe. Fig. 18.14. shows a diagram of a fuel oil pump and heater set; this set works for a rotary kiln heat capacity of about 75 millions kcal/h with a throughput of 128 kg/min of fuel oil, at a pump pressure 21 atü. The entering temperature of the oil is 45 °C, and the temperature of the heated oil is approximately 110–112 °C.

Fuel oil pumps, oil heaters and oil strainers are combined in this set which is mostly manufactured as a twin set (Duplex), in block construction on a common base plate, as is shown in Fig. 18.15.

The coarse side strainer with 25–35 mesh (ASTM) sieves is placed in front of the pumps to prevent entering of solids; the fine side strainer with 100–200 mesh (ASTM) sieves is used to prevent plugging of the burner nozzles.

The operation of rotary kilns with fuel oil requires large conveying quantities and high working pressures. Therefore, positive displacement pumps such as gear or screw pumps are used almost exclusive for this purpose. Centrifugal pumps are hardly applicable for this operation.



- 1 Heizöl-Einlaßstutzen vom Zwischentank oder vom Hauptlager-tank, Nennweite 4 Zoll = Fuel oil inlet from day tank or from main oil tank, dia. 4 in.
- 2 Duplex Grobsieb-Filter = Duplex coarse strainer
- 3 Pumpe und Motor Nr. 1 = Pump and motor N° 1
- 4 Pumpe und Motor Nr. 2 = Pump and motor N° 2
- 5 Oldruck-Regler = Oil pressure regulator

- 6 Öl-Entspannungsleitung, N.W. 1.5 Zoll = Oil relief line, dia. 1.5 in.
- 7 Öl-Rücklauf zum Tank, N.W. 2.5 Zoll = Oil return to tank, dia. 2.5 in.
- 8 Feinsieb- oder Olauslauf-Filter = Duplex fine or discharge strainer
- 9 Heizölleitung zum Ofenbrenner, N.W. 3 Zoll = Oil line to kiln burner, dia. 3 in.

Fig. 18.14. Duplex Pumpen- und Ölerhitzungsanlage für Drehofenbrenner mit einer Leistungsfähigkeit von 75 Millionen kcal/h

Fig. 18.14. Duplex pump and heater set for rotary kiln burner with a capacity of 75 millions kcal/h

In Fig. 18.16. ist eine Duplex Pumpen- und Ölerhitzungsanlage der Firma Coen Company-Combustion Engineers and Manufacturers, Burlingame, California, dargestellt.

Fig. 18.16. shows a Duplex Oil Pump and Heater Set of the Coen Company-Combustion Engineers and Manufacturers, Burlingame, California.

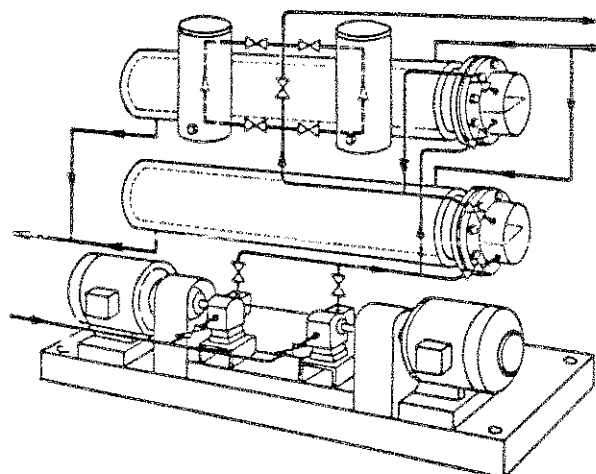


Fig. 18.15. Heizöl-Pumpen- und Erhitzungsanlage in Zwillingsausführung (Duplex)

Fig. 18.15. Fuel oil pump and heater set, twin construction (Duplex)

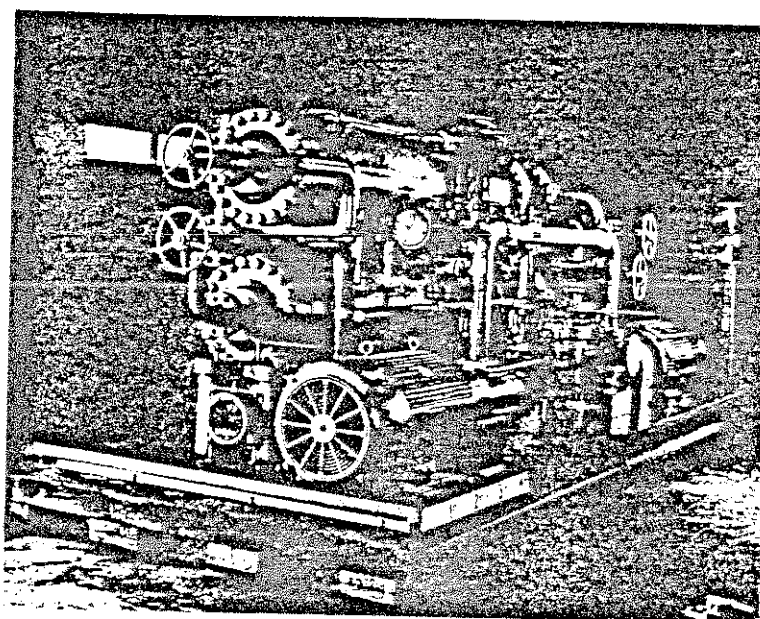


Fig. 18.16. Duplex Heizöl-Pumpen und -Erhitzungsanlage

Fig. 18.16. Duplex Fuel Oil Pump and Heater Set

18.2.6. Verbrennung von Heizöl

Für die Berechnung der Verbrennungsgase wird als Beispiel folgende Heizölszusammensetzung angenommen:

C:	85 %	850 g
H ₂ :	12 %	120 g
S:	2.4 %	24 g
H ₂ O:	0.6 %	6 g
Summe Total	100.0 %	1000 g = 1 kg

Die Verbrennung von 1 kg Heizöl:

Der obere Heizwert des Oles beträgt 10,173 kcal/kg

18.2.6. Combustion of fuel oil

To calculate the combustion gases, the following fuel oil composition may be assumed:

Combustion of 1 kg fuel oil:

The HHV of the fuel oil is 10,173 kcal/kg.

$$C + O_2 = CO_2; \frac{850 \times 32}{12} = 2266 \text{ g } O_2; \frac{2266 \times 77}{23} = 7586 \text{ g } N_2$$

$$850 \text{ g } C + 2266 \text{ g } O_2 = 3116 \text{ g } CO_2$$

$$2 H_2 + O_2 = 2 H_2O; \frac{120 \times 32}{4} = 960 \text{ g } O_2; \frac{960 \times 77}{23} = 3214 \text{ g } N_2$$

$$120 \text{ g } H_2 + 960 \text{ g } O_2 + 6 \text{ g } H_2O = 1086 \text{ g } H_2O$$

$$S + O_2 = SO_2; \frac{24 \times 32}{32} = 24 \text{ g } O_2; 24 \text{ g } S + 24 \text{ g } O_2 = 48 \text{ g } SO_2$$

$$\frac{24 \times 77}{23} = 80 \text{ g } N_2$$

liefert die folgenden Gasmengen

results in the following gas quantities

CO ₂ :	3,116 g	= 1.576 Nm ³ (standard cubic meter)
H ₂ O:	1,086 g	= 1.351 "
SO ₂ :	48 g	= 0.016 "
N ₂ :	10,880 g	= 8.698 "
Summe Total	15,130 g	= 11.641 Nm ³

Soll die Verbrennung mit 10 % Luftüberschuß vor sich gehen, so erhöht sich das Volumen der Verbrennungsgase wie folgt:

If we burn with 10 % excess air, the volume of the combustion gases increases as follows:

$$\frac{11.641 \times 100}{90} = 12.934 \text{ Nm}^3$$

Der Luftüberschuß beträgt:

The excess air is:

$$\begin{aligned} 12.934 - 11.641 &= 1.293 \text{ Nm}^3 \\ 1.293 \times 0.21 &= 0.271 \text{ Nm}^3 = 387 \text{ g O}_2 \\ 1.293 \times 0.79 &= 1.022 \text{ Nm}^3 = 1278 \text{ g N}_2 \end{aligned}$$

Die Zusammensetzung der Verbrennungsgase ist dann:

Then the composition of the combustion gases is:

					Gewichts-%
CO ₂ :	3,116 g	= 1.576 Nm ³	= 12.2 Vol.%	= 18.6 %	by weight
H ₂ O:	1,086 g	= 1.351 Nm ³	= 10.4 Vol.%	= 6.5 %	by weight
SO ₂ :	48 g	= 0.016 Nm ³	= 0.1 Vol.%	= 0.3 %	by weight
N ₂ :	12,158 g	= 9.720 Nm ³	= 75.2 Vol.%	= 72.3 %	by weight
O ₂ :	387 g	= 0.271 Nm ³	= 2.1 Vol.%	= 2.3 %	by weight
Summe					
Total	16,795 g	= 12.934 Nm ³	= 100.0 Vol.%	= 100.0	Gewichts-% % by weight

Die mit dem Orsatapparat durchgeführte Gasanalyse wird eine andere Zusammensetzung aufweisen, da der Wasserdampf des Verbrennungsgases sich kondensiert, vom Aspirationswasser aufgenommen wird und daher im gemessenen Gasvolumen nicht erscheint.

The gas analysis performed with the Orsat-apparatus will show a different composition, since the water vapor from combustion is condensed and absorbed by the aspirating water; thus the water vapor does not appear in the total volume of the analysis.

18.2.7. Zerstäubung von Heizöl

In der Zementindustrie werden vorwiegend Ölzerstäuberbrenner angewendet. Durch mechanische Arbeit wird das Öl in feinste Tropfen zerstäubt. Die Tropfengröße spielt hier dieselbe Rolle wie die Größe der Kohlenstaubeilchen bei der Kohlenstaubeuerung. Je kleiner die Öltropfen, desto günstiger die Verbrennung. Die Verbrennung von Heizöl in Form eines Aerosols nimmt eine Mittelstellung ein zwischen der Oberflächenreaktion bei der Kohlenstaubeuerung und der Volumenreaktion bei der Gasfeuerung.

18.2.7. Atomization of fuel oil

The cement industry employs mainly oil atomizing burners. Mechanical work is necessary to atomize the oil into smallest possible particles. Here, the size of the drops is of the same importance as the particle size when burning pulverized coal. The smaller the oil drops, the better the combustion. The combustion of fuel oil in the form of an aerosol occupies an intermediate position between the surface reaction of the coal dust flame and the volume reaction of fuel gas firing.

Beim Oldruckzerstäuberbrenner ist die eigentliche Ölbrennerlanze, die das Öl unter hohem Druck (etwa 45 atü) zerstäubt, zentral im Zuführungsrohr für Primärluft gelagert. Bei der Druckzerstäubung ist der Primärluftanteil sehr gering; er beträgt etwa 3 % der gesamten Verbrennungsluft und dient vor allem zur Kühlung des Brennerrohres im heißen Ofenkopf und zur Einleitung und Stabilisierung der Ölzündung. Die Primärluft ist auch ein Hilfsmittel zur Formgebung der Flamme.

At the oil-pressure atomizing burner, the actual oil burner lance, which atomizes the oil under high pressure (about 45 atü) is centrally located inside the primary air supply pipe. At pressure atomization, the proportion of primary air is low; it amounts to about 3 % of the total combustion air, and its main purpose is to cool the burner pipe inside the hot kiln hood, and to initiate and stabilize the ignition of the oil. Primary air is also an instrument for shaping the flame.

18.2.8. Vergleich von Kohle und Heizöl

Beide Brennstoffarten, d. i. Heizöl und Kohle, werden in der Zementindustrie erfolgreich verwendet. Wirtschaftliche Faktoren entscheiden, welche Brennstoffart verwendet wird. Es bestehen jedoch Unterschiede in der Ausnutzung des Heizwertes beider Brennstoffe. Hansen [174] führt folgende Energien an, die

18.2.8. Comparison between coal and fuel oil

Both kinds of fuel, i. e. fuel oil and coal, are successfully employed in the cement industry. Economic factors are decisive in the selection of one or the other. However, there are differences in the utilization of the heating value of the two fuels. Hansen [174] quotes the following energies which are required to

notwendig sind, um 1 kg Heizöl „S“ (Zement-Drehofenbrennstoff, siehe Tabelle 18.10) bei einer Lagertemperatur von 15 °C, einem Stockpunkt von 30 °C und einem Anteil von 30 % Destillat zur Reaktion mit Sauerstoff zu bringen, d. i. um das Öl verbrennungsfähig zu machen. Der Aufwand beträgt:

1. Zum Schmelzen der Paraffine wenn das Heizöl bei Lagertemperatur unter den Stockpunkt abgekühlt ist (Schmelzwärme rund 0.1 kcal/kg):
 $(30 - 15) \times 0.1 = 1.5 \text{ kcal.}$
2. Zum Vorwärmen auf Zerstäubungsviskosität entsprechend 120 °C (spez. Wärme für Heizöl 0.5 kcal/kg. grd):
 $(120 - 15) \times 0.5 = 52.5 \text{ kcal.}$
3. Zum Verdampfen von 30 % Destillat (30 kcal/kg):
 10 kcal.
4. Zum Überführen der Moleküle in Elemente, d. i. zur Aufspaltung der Kohlenwasserstoffmoleküle (Paraffine, Olefine, Aromaten, Naphtene, je nach Herkunft des Heizöles) in Kohlenstoff und Wasserstoff. Der Wärmeaufwand für diesen Prozeß (auch Bildungswärme genannt) beträgt 593 kcal.

Insgesamt also 657 kcal/kg Heizöl. Bei einem Heizwert von $H_u = 9750 \text{ kcal/kg}$ ist dies $\frac{657 \times 100}{9750} =$

6.7 % des Heizwertes. Diese Energie muß von dem Heizmedium der Vorwärmeeinrichtung und aus der eigenen Flamme aufgebracht werden. Ein Teil dieses Wärmeaufwandes wird in der Drehofenflamme wiedergewonnen. Die Bildungswärme ist im Heizwert gemäß der Bestimmung in der kalorimetrischen Bombe berücksichtigt. Trotzdem wird die Bildungswärme manchmal ungerechtfertigt für den Kalorienmehrverbrauch bei Ölheizung im Vergleich zur Kohle, verantwortlich gemacht. Die Erklärung des Wärmemehrverbrauches beim Betrieb mit Heizöl im Vergleich zu Kohle ist in Abschnitt 18.3.5. gegeben.

Tabelle 18.12. enthält eine Zusammenstellung von Wärmetauscheröfen mit dem Wärmemehrverbrauch bei Verwendung von Heizöl gegenüber Kohle.

initiate a reaction between 1 kg of fuel oil, class "S", and oxygen. Fuel oil "S" is used in Germany as rotary kiln fuel (see table 18.10.). The storage temperature of the fuel oil is 15 °C, the oil's setting point is 30 °C, and the content of distillate is 30 %. To make the oil combustible, the following expenditures are required:

1. For melting of the paraffines, if the storage temperature of the fuel oil is below the setting point (melting heat is roughly 0.1 kcal/kg):
 $(30 - 15) \times 0.1 = 1.5 \text{ kcal.}$
2. For preheating to atomizing temperature, corresponding 120 °C (specific heat of fuel oil is 0.5 kcal/kg. deg):
 $(120 - 15) \times 0.5 = 52.5 \text{ kcal.}$
3. For vaporizing of 30 % distillate (30 kcal/kg):
 10 kcal.
4. For transforming the molecules into elements, i. e. to split the hydrocarbon molecules (paraffines, naphthenes, olefins, and aromatic compounds depending on the origin of the fuel oil) into carbon and hydrogen. The heat expenditure for this process (also called heat of formation), amounts to 593 kcal.

The above four positions amount to a total expenditure of 657 kcal/kg of fuel oil. At a LHV of 9750 kcal/kg, this calculation can be expressed as $\frac{657 \times 100}{9750} =$

6.7 % of the oil's heating value. This energy must be generated by the heating media of the fuel oil preheater as well as from the oil flame. This heat expenditure is partially recovered in the flame of the rotary kiln. The heat of formation is included when determining the heating value by the bomb calorimeter method. Regardless of this fact, the heat of formation is sometimes unjustifiably held responsible for the higher Cal-consumption of fuel oil in contrast to coal. Section 18.3.5. contains the explanation of the higher heat consumption when firing with fuel oil, compared to heating with coal.

Table 18.12. contains a grouping of preheater kilns showing the additional heat consumption when using fuel oil versus coal.

Tabelle 18.12.

Table 18.12.

Wärmemehrverbrauch zum Klinkerbrennen in Wärmetauscheröfen bei Verwendung von Heizöl gegenüber Kohle Additional heat consumption for clinker burning in preheater kilns when using fuel oil versus coal		
Leistung des Drehofens Capacity of rotary kiln	Wärmeverbrauch bei Verwendung v. Kohle Heat consumption when using coal	Wärmeverb. b. Verwendung v. Heizöl Heat consumption when using fuel oil
t/24 h	Kcal/kg	Kcal/kg
180	1000	1050
250	850	930
380	900	950
380	900	950
1500	835	850*
* Mischfeuerung von Heizöl und Kohle Mixed firing of fuel oil and coal		

18.3. Gasförmige Brennstoffe — Erdgas

Erdgas ist der am häufigsten in der Zementindustrie verwendete gasförmige Brennstoff. Die Hauptbestandteile des Erdgases sind Methan, CH_4 und Äthan, C_2H_6 . Die schwereren Kohlenwasserstoffe wie Propan, C_3H_8 , Butan, C_4H_{10} , Pentan, C_5H_{12} und Hexan, C_6H_{14} , sind nur in geringen Mengen im Erdgas vorhanden. Erdgas wird als naß bezeichnet, wenn es Pentan und Hexan enthält. Oft werden diese Fraktionen, manchmal bis hinunter zum Propan, dem Erdgas durch Verflüssigung entzogen. Propan wird vielfach in Stahlflaschen für Hausgebrauch verkauft.

Die schweren Kohlenwasserstoffe werden manchmal als normal (n), z. B. n-Butan, während der Rest als iso-Butan bezeichnet wird. In beiden Fällen ist die chemische Formel dieselbe; die Vorsilbe „iso“ besagt, daß die Anordnung der Atome im Molekül anders als normal ist. Die chemischen und physikalischen Eigenschaften der Isomeren unterscheiden sich von der normalen Modifikation. Ist Schwefel im Erdgas enthalten, so tritt er in Form von Schwefelwasserstoff, H_2S , auf. Erdgas enthält manchmal auch bis zur 10 % inerte Gase wie Kohlendioxyd, CO_2 , Stickstoff, N_2 und Helium, He . Der Heizwert von Erdgas liegt meist in den Grenzen zwischen 8000–10.000 kcal/m³ bei 16,5 °C und 756 mm Hg (US-Normalbedingungen für Erdgas).

Um den höheren Gasverbrauch für Wohnheizzwecke im Winter zu decken, wird Erdgas an industrielle Verbraucher in den USA zeitweise nicht fortlaufend geliefert. Dieser Umstand macht eine zweite Heizquelle, Heizöl oder Kohle, für den Ofenbetrieb im Winter notwendig. Tabelle 18.13. enthält Analysen einiger amerikanischer Erdgasvorkommen.

18.3. Gaseous fuels — Natural gas

The most important gaseous fuel in the cement industry is natural gas. The main components of natural gas are methane, CH_4 , and ethane, C_2H_6 . The heavier hydrocarbons such as propane, C_3H_8 , butane, C_4H_{10} , pentane, C_5H_{12} , and hexane, C_6H_{14} , appear in natural gas only in small quantities. If natural gas contains pentane and hexane, it is called wet gas. Generally, these fractions — often down to propane — are scalped from the natural gas by liquifaction. Propane particularly is much used for domestic service and distributed in steel bottles.

Sometimes heavy hydrocarbons are denoted as normal (n), e. g. n-butane, whereas the remainder is called isobutane. In both cases the chemical formula is the same; the prefix „iso“ denotes a different arrangement of atoms in the molecule. However, the chemical and physical properties of the isomers are different from that of the normal modification. Sulfur in natural gas occurs in the form of hydrogen sulfide, H_2S . Sometimes natural gas also contains approximately up to 10 % inert gases as carbon dioxide, CO_2 , nitrogen, N_2 , and helium, He . The heating value of natural gas is in the range between 8000 and 10.000 kcal/m³ at 16.5 °C and 30 inches Hg (US-standard conditions for natural gas).

To meet requirements for residential heating during wintertime in the U.S., natural gas is sold to industrial consumers on a non-continuous basis. This requires a second fuel source, oil or coal, for kiln operation during the winter season. Table 18.13. contains analyses of natural gas from U.S. sources.

Tabelle 18.13.

Gas	Bestandteil, Vol.-% Constituent, % by vol.				Spez. Gew. Luft = 1.0 Spec. gravity, air = 1.0	H_u kcal/m ³	H_v kcal/m ³
	CO_2	N_2	CH_4	C_2H_6			
Texarcana	0.80	3.20	96.00	—	0.57	8602	7766
Cleveland	—	1.30	80.50	18.20	0.65	10060	9118
Oil City	—	1.10	67.60	31.10	0.71	10957	9963

Table 18.13.

Die Zusammensetzung von holländischem Erdgas aus Groningen, das in die Bundesrepublik importiert wird, ist:

81.5 % CH_4 , 2.7 % C_2H_6 , 14 % N_2 , 0.9 % CO_2 und 0.9 % C_3 +. Der Heizwert beträgt $H_u = 8400$ kcal/m³.

The composition of the natural gas from Groningen in the Netherlands, which is imported into the Federal Republik of Germany, is:

81.5 % CH_4 , 2.7 % C_2H_6 , 14 % N_2 , 0.9 % CO_2 , and 0.9 % C_3 +. The heating value is $LHV = 8400$ kcal/m³.

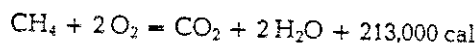
Südfranzösisches Erdgas (Erdgasquellen von Lacq), an das eine Reihe von Zementwerken angeschlossen sind, hat folgende Zusammensetzung:

95–97.5 % CH_4 , 5–2.5 % C_nH_m , $\text{N}_2 < 1\%$; $H_u = 8840 \text{ kcal/m}^3$. Dieses Gas wird von den Zementwerken in einer Mischung von 30–40 % Kohlenstaub und 60–70 % Gas verfeuert.

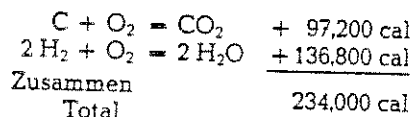
18.3.1. Heizwert

Der Heizwert eines Substanzgemisches ist gleich der Summe der Verbrennungswärmen der Anteile der einzelnen Komponenten. Liegt der Brennstoff als chemische Verbindung vor, so besteht die Verbrennungswärme aus der Summe der Verbrennungswärmen der einzelnen Elemente vermindert um die Wärmeenergie, die zur Aufspaltung der Moleküle dieser Verbindung notwendig ist.

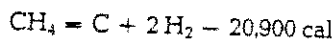
Beim Erdgas beträgt die Wärmeenergie zur Aufspaltung der zwischen Wasserstoff und Kohlenstoff in den Kohlenwasserstoffmolekülen bestehenden chemischen Bindung etwa 9 % der gesamten Verbrennungswärme [174a]. So beträgt die Verbrennungswärme von Methan:



Wird jedoch C und H_2 gesondert verbrannt, so erhält man



Gemäß dem Hess'schen Gesetz der konstanten Wärmesummen, wird für die Spaltung eines Moles Methan



verbraucht. Wir erhalten also

$$\begin{array}{r} 234,000 \text{ cal} \\ - 20,900 \text{ cal} \\ \hline 213,100 \text{ cal} \end{array}$$

d. i. etwa denselben Wert, den die Verbrennung von Methan im Kalorimeter liefert. Prozentmäßig beträgt die Spaltungswärme

$$\frac{20,900 \times 100}{234,000} = 8.93 \%$$

Obwohl die Spaltungswärme in der Heizwertbestimmung nach der Kalorimetermethode berücksichtigt ist, behauptet der sowjetische Zementexperte Walberg [174a], daß der Wärmehaufwand zur Spaltung der Moleküle der Grund dafür ist, daß was auch aus der Betriebserfahrung bekannt ist, die Flammentemperatur des Erdgases etwa um 70–150 grd niedriger ist als die der Kohlenstaubflamme. Daher trachtet man bei Verwendung von Erdgas als Drehofenbrennstoff, die Sekundärlufttemperatur so hoch wie möglich zu

Southern France's natural gas (gas wells located in Lacq) is used by several cement plants; the gas has the following composition:

95–97.5 % CH_4 , 5–2.5 % C_nH_m , $\text{N}_2 < 1\%$; LHV = 8840 kcal/m³. These cement plants use this gas by firing a mixture of 30–40 % coal dust and 60–70 % gas.

18.3.1. Heating value

The heating value of a mixture of fuel components equals the total of the heating values of the particular components. If the fuel is a chemical compound, then the heating value equals the total of the heating values of the particular elements, reduced by the thermal energy which is required for the dissociation of the molecules of this compound.

For the dissociation of the chemical bonding existing between hydrogen and carbon in the hydrocarbon molecules of natural gas, a thermal energy is required which equals approximately 9 % of the total heating value [174a]. The heating value of methane is:

However, if C and H_2 are burned separately, we get

Consistent with Hess's law of constant heat summation, the dissociation of 1 mole of methane requires

Thus we get

i. e. almost exactly the same value we get when burning methane in a calorimeter. Expressed in percent the heat of dissociation is

Despite the fact that the thermal energy required for the dissociation of the hydrocarbon molecules is included in the heating value determined by the calorimeter method, the Soviet cement expert Walberg [174a] says that the energy expenditure for splitting the molecules is the reason which also is well known from operational experience that the flame temperature of natural gas is approximately 70–150 deg. (°C) lower than the temperature of the coal dust flame. Therefore, when using natural gas as

halten und den Überschuß an Verbrennungsluft so weit wie möglich zu senken.

Abschnitt 18.3.5. enthält eine Erklärung über den Mehrverbrauch an Wärme beim Betrieb mit Erdgas, im Vergleich zur Feuerung mit Erdöl und Kohle.

Wie dem auch sei, das praktische Resultat ist ein Mehrverbrauch an Wärme zum Klinkerbrennen im Drehofen bei der Verwendung von Erdgas im Vergleich zu Kohle oder Heizöl. Dies ist in Tabelle 18.14. aufgezeigt und zwar am Beispiel mehrerer Wärmetauscheröfen bei denen saisonbedingte Umschaltung von Heizöl auf Erdgas und umgekehrt vorgenommen wird. Erhöhung des Wärmeverbrauchs verursacht auch Verringerung der Ofenleistung; dies tritt besonders deutlich hervor an dem in Zeile 4 der genannten Tabelle angeführten Ofen, bei dem die Tagesleistung von 1600 t nach Umschaltung auf Erdgas auf 1500 t fällt.

rotary kiln fuel, an attempt must be made to keep the temperature of the secondary air as high as possible while at the same time reducing the volume of excess air to the lowest possible rate.

Section 18.3.5. contains an explanation concerning the higher heat consumption when firing with natural gas, compared to rotary kiln operation with fuel oil or coal.

In any case, the practical result is a higher heat consumption for clinker burning in the rotary kiln when using natural gas compared to coal or fuel oil (see table 18.14.). This example demonstrates several preheater kilns in which seasonal changes of fuel from oil to natural gas and vice versa are practiced. An increase in the heat consumption causes also a decrease in the kiln output; this is particularly clear in the example of a kiln quoted on line 4 of the cited table, where a 1600 t/day kiln, after switching to natural gas, produces only 1500 t/day.

Tabelle 18.14.

Table 18.14.

Wärmemehrverbrauch zum Klinkerbrennen in Wärmetauscheröfen bei Verwendung von Erdgas gegenüber Heizöl Additional heat consumption for clinker burning in preheater kilns when using natural gas versus fuel oil		
Leistung des Drehofens Capacity of rotary kiln	Wärmeverbrauch bei Verwendung v. Heizöl Heat consumption when using fuel oil	Wärmeverbrauch bei Verwendung v. Erdgas Heat consumption when using nat. gas
t/24 h	kcal/kg	kcal/kg
400	830	900
810	900	940
1600	820	850
1600	750	835*
3500	740	780

* In diesem Falle fiel die Leistung des Drehofens beim Übergang auf Erdgas von 1600 auf 1500 t/24 h
 * In this case when switching to nat. gas, the capacity of the kiln dropped from 1600 to 1500 t/24 h

18.3.2. Flammentemperatur

Fig. 18.17. enthält ein Diagramm, das die Flammentemperaturen bei der Verbrennung von Erdgas mit verschiedenen Anteilen von Luftüberschuß angibt [175].

18.3.2. Flame temperature

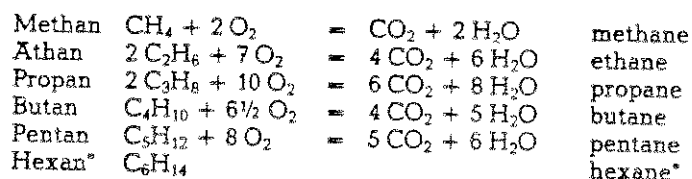
Fig. 18.17. contains a diagram showing flame temperatures resulting from the combustion of natural gas with varying volumes of excess air [175].

18.3.3. Volumen von Verbrennungsgasen

Erdgaskomponenten verbrennen nach folgenden Gleichungen

18.3.3. Volumes of combustion gases

Components of natural gas burn according to following equations



* Für Verbrennungsrechnungen werden alle Kohlenwasserstoffe, die schwerer als Pentan sind, als Pentan in Rechnung gestellt.

* For combustion calculations all hydrocarbons heavier than pentane are calculated as pentane.

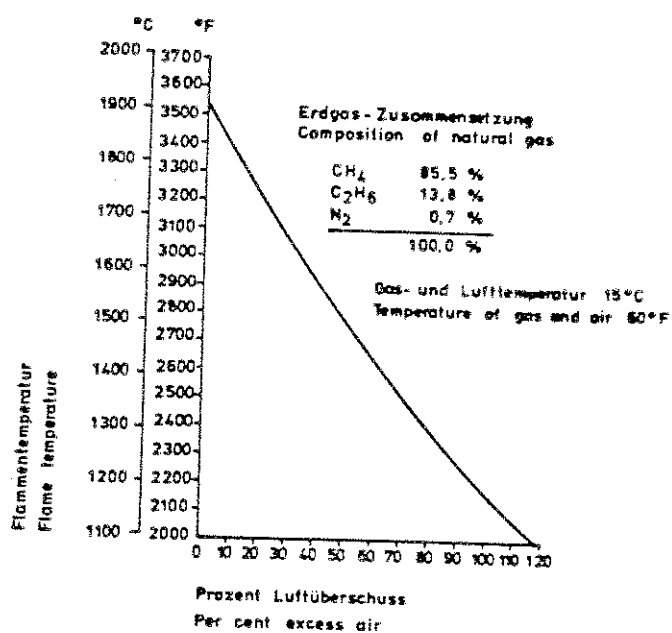


Fig. 18.17. Flammentemperaturen von Erdgas-Luftgemischen

Fig. 18.17. Flame temperatures of mixtures of natural gas and air

Fig. 18.18. enthält ein Diagramm, das die Volumina der Verbrennungsgase in Nm³ angibt, die bei der Verbrennung von 1 m³ Erdgas von verschiedenem Heizwert und mit 10 % Verbrennungsluftüberschuß entstehen.

Fig. 18.18. contains a diagram showing the volumes of the combustion products in Nm³ (standard m³) at the combustion of 1 m³ of natural gas with different heating values, applying 10 % excess air.

Tabelle 18.15. enthält spezifische Gewichte, Heizwerte und andere Angaben über leichte Kohlenwasserstoffe.

Table 18.15. contains specific gravities, heating values and other data concerning light hydrocarbons.

18.3.4. Verbrennung von Erdgas

Die folgende Berechnung der Volumina und Gewichte von bei der Verbrennung von Erdgas ent-

18.3.4. Combustion of natural gas

The following calculation of volumes and weights of combustion gases generated from combustion of

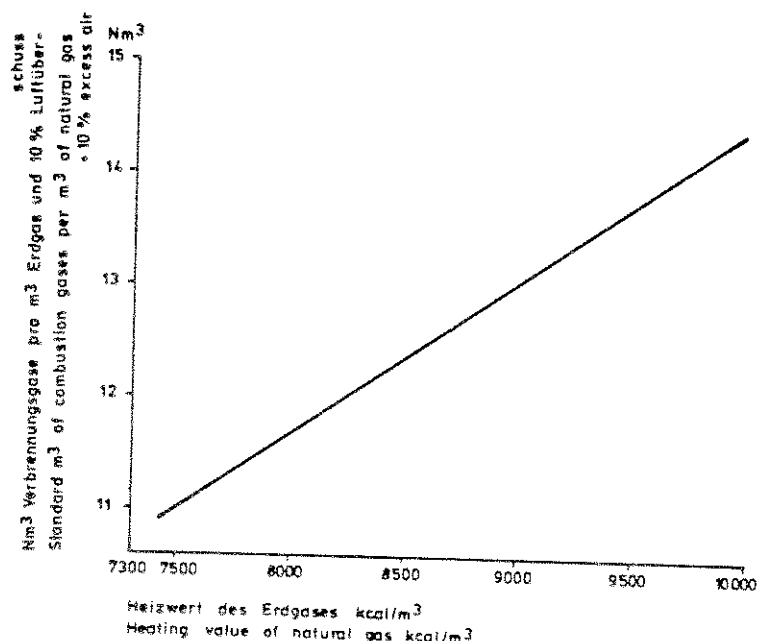


Fig. 18.18. Volumen von Verbrennungsgasen bei der Verbrennung von Erdgas

Fig. 18.18. Volumes of combustion gases generated from natural gas

18.3. Gasförmige Brennstoffe — Erdgas

stehenden Verbrennungsgasen, basiert auf der hier angeführten Gasanalyse (Southern Natural Gas Company, Bass Junction, Georgia, U.S.A.)

Bestandteil Component	Vol. %	Btu/cf	H _o berechnet HHV calculated
N ₂	0.50	0.0	0
CO ₂	0.88	0.0	0
CH ₄	94.39	1012.3	956
C ₂ H ₆	2.89	1773.1	51
C ₃ H ₈	0.79	2522.8	20
i - C ₄ H ₁₀	0.16	3260.5	5
n - C ₄ H ₁₀	0.18	3269.5	6
i - C ₅ H ₁₂	0.07	4009.3	3
n - C ₅ H ₁₂	0.05	4018.3	2
C ₆ H ₁₄ + *	0.09	5355.1	5
	100.00		1048 Btu/scf = 9323 kcal/Nm ³

Der Gasmesser mißt das mit Wasserdampf gesättigte Gas; daher ist es notwendig, für die Anwesenheit von Wasserdampf vom Heizwert 1.73 % des Gasvolumens abzuziehen, also in unserem Falle:

$$(9323)(1.0000 - 0.0173) = 9162 \text{ kcal/Nm}^3$$

Dieses Gas hat gewichtsmäßig folgende Zusammensetzung:

liter		g
CH ₄	943.9 =	$\frac{943.9 \times 16}{22.4} = 674$
C ₂ H ₆	28.9 =	$\frac{28.9 \times 30}{22.4} = 39$
C ₃ H ₈	7.9 =	$\frac{7.9 \times 44}{22.4} = 15$
C ₄ H ₁₀	3.4 =	$\frac{3.4 \times 58}{22.4} = 9$
C ₅ H ₁₂ +	2.1 =	$\frac{2.1 \times 72}{22.4} = 7$
N ₂	5.0 =	$\frac{5 \times 28}{22.4} = 6$
CO ₂	8.8 =	$\frac{8.8 \times 44}{22.4} = 17$
	1000.0 liter = 1 m ³	= 767 g

Manchmal wird der Heizwert des Erdgases auch auf 1 kg bezogen:

$$1 \text{ kg Erdgas: } \frac{9162 \times 1000}{767} = 11,945 \text{ kcal}$$

* Das + Zeichen bedeutet, daß alle höheren Kohlenwasserstoffe inbegriffen sind.

18.3. Gaseous fuels — Natural gas

natural gas, uses a gas composition as shown below (gas analysis from Southern Natural Gas Co., Bass Junction, Georgia).

Since the gas is metered saturated with water, it will be necessary to subtract 1.73 % from the total heating value to allow for the presence of water; thus the volume of 1 cf is apparently reduced by 1.73 %, and in our example:

$$(9323)(1.0000 - 0.0173) = 9162 \text{ kcal/st.m}^3$$

This gas has the following composition by weight:

Sometimes the heating value of natural gas is expressed in pounds of gas; thus

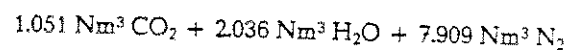
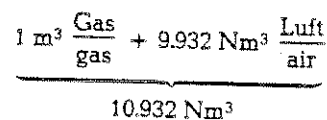
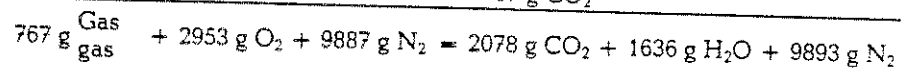
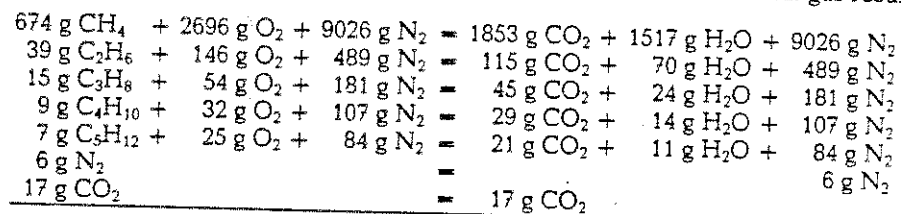
$$1 \text{ kg nat. gas: } \frac{9162 \times 1000}{767} = 11,945 \text{ kcal}$$

* The + sign means that all higher hydrocarbons are included.

Tabelle 18.15.

Table 18.15.

		Methan Methane	Athan Ethane	Propan Propane	Butan Butane	Pentan Pentane
Molekulargewicht Molecular weight		16.04	30.07	44.09	58.12	72.15
Gewichtsprozent Per cent by weight	C	74.88	79.88	81.72	82.66	83.33
	H	25.12	20.12	18.28	17.34	16.67
Spezifisches Gewicht, Luft = 1 Specific gravity, air = 1		0.555	1.048	1.550	2.084	2.490
Heizwert H_0 , kcal/m ³ Gas Heating value, HHV, kcal/m ³ gas		9000	15,773	22,442	29,084	35,745
Spez. Wärme von Gas in kcal/kg · °C bei 15 °C Spec. heat of gas, kcal/kg · °C at 15 °C		0.526	0.413	0.390	0.396	0.402
Beobachtete max. Flammentemp. in Luft, °C Max. observed flame temp. in air, °C		1861	1876	1905	1876	
Zur Verbrennung erforderliche Luft, Nm ³ /m ³ Gas Air required for combustion, st.m ³ /m ³ gas		9.55	16.70	23.86	31.02	38.19
Verbrennungsprodukte, Nm ³ /m ³ Gas Products of combustion, st.m ³ /m ³ gas						
CO ₂		1.0	2.0	3.0	4.0	5.0
H ₂ O		2.0	3.0	4.0	5.0	6.0
N ₂		7.55	13.20	18.86	24.52	30.19

Die Verbrennung von 1 m³ Erdgas liefert:Combustion of 1 m³ natural gas results in:

10.996 Nm³ Verbrennungsgase
combustion gases

Wird mit 10 % Luftüberschuß verbrannt, dann beträgt das Volumen der Verbrennungsgase

If the combustion is performed with 10 % excess air, then the volume of the combustion gases is

$$\frac{10.996 \times 100}{90} = 12.219 \text{ Nm}^3$$

Der Luftüberschuß beträgt volumetrisch

Volumetrically, the excess air is

$$12.219 - 10.996 = 1.223 \text{ Nm}^3$$

und ist zusammengesetzt aus

and consists of

und aus

$$\begin{aligned}
 1.223 \times 0.21 &= 0.257 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2 = 367 \text{ g} \\
 1.223 \times 0.79 &= 0.966 \text{ Nm}^3 \text{ N}_2 = 1208 \text{ g}
 \end{aligned}$$

and of

Die Zusammensetzung der Verbrennungsgase ist dann

Then the composition of the combustion gases is

	Nm ³	Vol %	Gramm grams	Gewichts-% % by weight
CO ₂	1.051	8.60	2078	13.70
H ₂ O	2.036	16.70	1636	10.80
N ₂	8.875	72.60	11,101	73.10
O ₂	0.257	2.10	367	2.40
Summe Total	12.219	100.00	15,182	100.00

Das Gewicht der Verbrennungsgase ist gleich dem Gewicht der Ausgangsprodukte:

The weight of the combustion gases equals the weight of the starting products:

Verbrennungsluft	12,840 g	combustion air
Luftüberschuß	1,575 g	excess air
Erdgas	767 g	natural gas
Summe	15,182 g	total

18.3.5. Verbrennungsgasvolumen von Kohle, Heizöl und Erdgas

18.3.5. Volumes of combustion gases from coal, fuel oil and natural gas

Die Verbrennung von Kohle, Heizöl und Erdgas liefert für dieselbe Anzahl von Wärmeeinheiten verschiedene Gasvolumina.

The combustion of coal, fuel oil and natural gas generates different gas volumes from the same amount of thermal units.

Nachstehende Zusammenstellung enthält die Volumina von Verbrennungsgasen (mit 10 % Luftüberschuß) die bei der Verbrennung von 1000 kcal Kohle, Heizöl und Erdgas entstehen:

The following compilation contains volumes of combustion gases (including 10 % excess air) generated from the combustion of 1000 kcal of coal, fuel oil and natural gas.

1000 kcal Kohle erzeugt 1.24 Nm³ Verbrennungsgase

1000 kcal of coal generate 1.24 stn³ of combustion gases

1000 kcal Heizöl erzeugt 1.31 Nm³ Verbrennungsgase

1000 kcal of fuel oil generate 1.31 stn³ of combustion gases

1000 kcal Erdgas erzeugt 1.47 Nm³ Verbrennungsgase

1000 kcal of natural gas generate 1.47 stn³ of combustion gases

Daraus ist ersichtlich, daß Heizöl etwa 6 % mehr Verbrennungsgase erzeugt als Kohle. Erdgas liefert bei der Verbrennung 18.5 % mehr Verbrennungsgase als Kohle. Dies ist bei der Dimensionierung von Brennöfen zu beachten.

This demonstrates that fuel oil generates roughly 6 % more combustion gases than coal, and natural gas 18.5 %. This should be taken into consideration when sizing pyroprocessing equipment.

Die höheren Volumina der Verbrennungsgase aus Heizöl und Erdgas erklären auch den erhöhten Wärmeverbrauch bei der Verwendung von Heizöl und besonders von Erdgas gegenüber von Kohle. Dies besagt, daß der Luftbedarf zur Verbrennung von 1000 kcal bei Kohle am niedrigsten, bei Heizöl höher und bei Erdgas am höchsten ist. Der erhöhte Bedarf an Verbrennungsluft führt:

The higher volumes of combustion gases from fuel oil and gas also explain the higher heat consumption when firing fuel oil and especially natural gas, compared to coal firing. This means that the air requirement for the combustion of 1000 kcal of coal is the lowest, higher with fuel oil, and the highest with the combustion of natural gas. The increased requirement of combustion air results in:

- zu niedrigeren Flammentemperaturen bei Heizöl und Erdgas im Vergleich zu Kohle;
- zu höheren Abgasmengen und somit zu größeren Wärmeverlusten mit den Abgasen;
- zu höherer Gasgeschwindigkeit im Drehofen und dem damit verbundenen schlechteren Wärmeübergang von Gas auf das Ofengut;
- zu geringerer Ofenleistung und damit verbunden zu höheren spezifischen Wärmeverlusten durch die Ofenmantel-Wärmestrahlung

- lower flame temperatures from fuel oil and natural gas as compared to coal;
- higher kiln exit gas volumes and thus higher heat losses with the exit gases;
- higher gas velocities inside the rotary kiln, resulting in a lower heat exchange rate from the gas to the kiln charge;
- lower specific kiln capacity and consequently higher specific heat losses by heat radiation through the kiln shell.

19. Der Drehofen

Der Drehofen wurde in die Zementindustrie von *Frederik Ransome* eingeführt. *Ransome* ließ sich seine Idee zuerst in England patentieren (Englisches Patent Nr. 5442 vom 2. Mai 1885, unter dem Titel: Improvement in Manufacturing Cements, etc.) und dann in den Vereinigten Staaten (U.S. Patent Nr. 340,357, vom 20. April 1886 unter dem Namen: Manufacturing Cement, etc.). Fig. 19.1. enthält eine Wiedergabe der *Ransome'schen* Patentzeichnung des Zementdrehofens. Dieser Drehofen war gasbeheizt, da Kohlenstaubfeuerung damals noch nicht bekannt war. Später wurde Ölföuerung angewendet, bis dann zuletzt die Kohlenstaubfeuerung eingeführt wurde.

19. The rotary kiln

It was *Frederik Ransome* who introduced the rotary kiln into the cement industry. For his invention, *Ransome* first took a patent in England (English Patent No 5442 of May 2, 1885, entitled: Improvement in Manufacturing Cements, etc.), and then in the United States (U.S. Patent No 340,357 of April 20, 1886 under the heading: Manufacturing Cements, etc.). Fig. 19.1. shows a reproduction of *Ransome's* patent drawing of a cement rotary kiln. This rotary kiln was gas fired, since coal dust firing was not known at that time. Later fuel oil firing was applied before coal dust firing was finally brought into use.

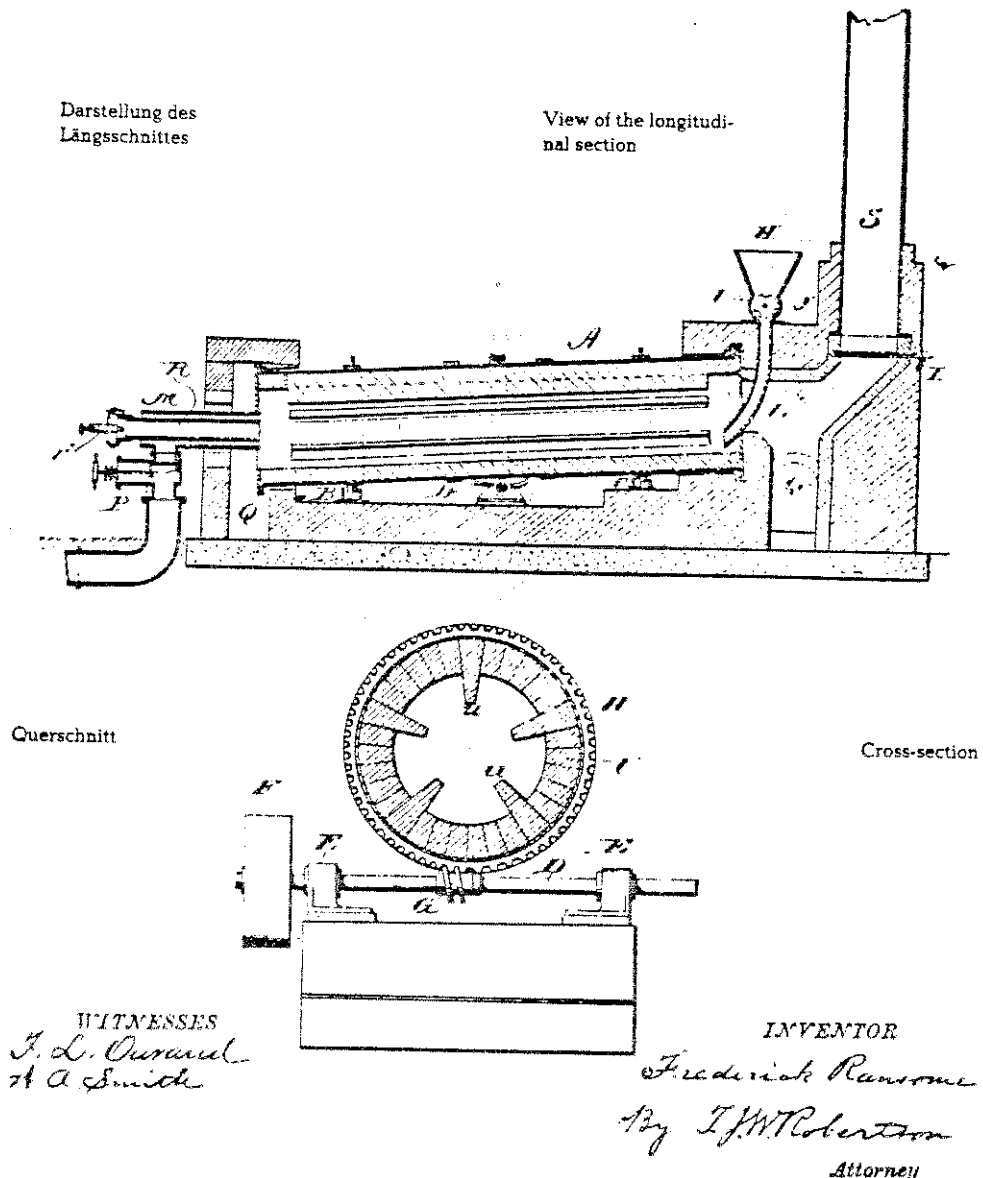


Fig. 19.1. Ransome'sche Patentzeichnung des Zement-Drehofens

Fig. 19.1. Ransome's patent drawing of the cement rotary kiln

Die Ausmaße der ersten Zement-Drehöfen waren etwa: 1.80–2.0 m im Durchmesser, bei einer Länge von etwa 20–25 m, mit Durchsatzleistungen von etwa 30–50 t/24 h.

Wie aus der Querschnittsdarstellung ersichtlich, hat Ransome bereits sogenannte Hubsteine — zwecks besserer Wärmeübertragung vom Ofengas auf das Material — verwendet. Jahrzehnte später fanden Hubsteine in Drehöfen erneute Anwendung.

The dimensions of the first cement rotary kilns were approximately: 1.8–2.0 m in diameter, at a length of approximately 20–25 m, with throughput capacities of about 30–50 t/24 h.

As the cross-section view shows, Ransome applied already so-called lifter-bricks for better heat transfer from the kiln gas to the kiln feed. It was many decades later when lifter bricks were once more applied in the rotary kiln.

19.1. Ausführungsformen des Drehofens

Es gibt folgende vorherrschende Ausführungsformen von Drehofenzylindern (siehe Fig. 19.2):

19.1. Types of rotary kilns

The following shows the prevailing types of rotary kiln cylinders (see Fig. 19.2):

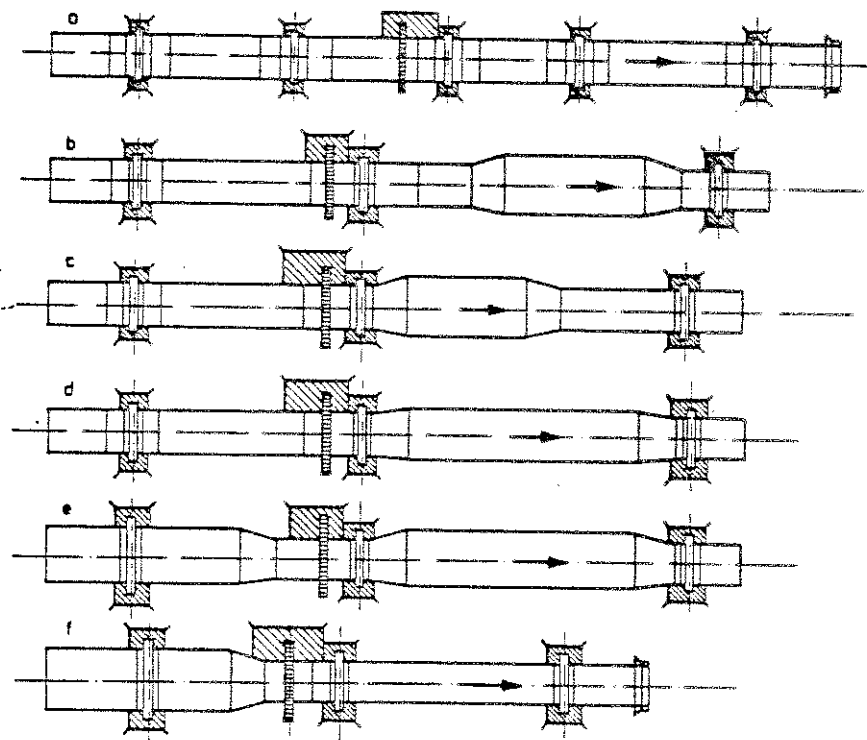


Fig. 19.2. a. Drehofen mit einheitlichem Durchmesser; b. Drehofen mit erweiterter Sinterzone; c. Drehofen mit erweiterter Calcinerzone; d. Drehofen mit erweiterter Calciner- und Sinterzone; e. Drehofen mit erweiterter Trocken-, Calciner- und Sinterzone (Naßdrehofen); f. Drehofen mit erweiterter Trocken- oder Vorwärmezone (Langer Trocken- oder Naßdrehofen)

Fig. 19.2. a. Straight rotary kiln; b. Rotary kiln with enlarged burning zone; c. Rotary kiln with enlarged calcining zone; d. Rotary kiln with enlarged calcining and burning zone; e. Rotary kiln with enlarged drying, calcining and burning zone (wet process kiln); f. Rotary kiln with enlarged drying or preheating zone (long dry process or wet process kiln)

Die Zonenerweiterung hat zum Ziel, die Aufenthaltszeit des Ofenmaterials in der betreffenden Zone zu verlängern bei gleichzeitiger Herabsetzung der Gasgeschwindigkeit, um so den Wärmeübergang vom Ofengas auf das Material zu verbessern. Dadurch entstehen jedoch verschiedene Durchgangszeiten, was unregelmäßigen Materialvorschub verursacht und den Ofenbetrieb ungünstig beeinflusst. An den Übergangsstellen vom erweiterten zum engeren Querschnitt entstehen Materialstauungen, die Abrieb und Staubentwicklung verursachen. Die Fertigung von Ofenübergangsstücken ist teurer als die von zylindri-

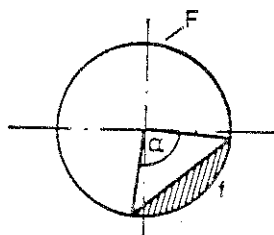
The aim of the zone enlargement is the extension of the material's residence time in the particular kiln zone; simultaneously it is the intention to decrease the gas velocity for better heat transfer from the kiln gas to the material. However, this causes different transportation times resulting in irregular material passage, thus impairing the kiln's operation. In the transition zones from the large to the smaller cross-sections material stowage takes place, causing abrasion and dust. The manufacture of transition pieces is more expensive than that of straight kiln sections. The lining of tapered sections is a complicated and

schen Ofenschüssen. Die Ausmauerung von Übergangszonen ist kompliziert, arbeitsaufwendig und verlangt Spezialformsteine. Eine besonders ungünstige Formgebung, die mehrfach angetroffen wird, ist die Verengung der Auslaufzone des Drehofens; dies führt zur teilweisen Kühlung des Klinkers im Ofen und zur schnellen Abnutzung des Ofenfutters in diesem Abschnitt.

Sowohl praktische Erfahrungen als auch theoretische Überlegungen führen zur Erkenntnis, daß der Drehofen ohne Einschnürungen bzw. Erweiterungen die derzeit günstigste Ofenform darstellt. Die Drehrohre der modernen Wärmetauscheröfen weisen bereits durchwegs einheitliche Querschnitte auf. Schlechte Erfahrungen mit Drehöfen verschiedener Querschnitte veranlaßten die Zementindustrie der Sowjetunion, nur noch Ofen mit einheitlichem Durchmesser zu bauen.

19.1.1. Ofenfüllungsgrad

Die Materialfüllung im Drehofen bildet einen Kreisabschnitt des Ofenquerschnittes. Das Flächenverhältnis dieses Kreisabschnittes zum gesamten Ofenquerschnitt in Prozent ausgedrückt wird als Ofenfüllungsgrad f bezeichnet (siehe Fig. 19.3.).



Ofenfüllungsgrade schwanken in den Grenzen von etwa 5–17 %. Unabhängig vom Ofendurchmesser ist der Füllungsgrad für die verschiedenen Werte des Zentriwinkels α wie folgt:

Zentriwinkel Centric angle α	Ofenfüllungsgrad % % of kiln filling
110°	15.65 %
105°	13.75 %
100°	12.10 %
95°	10.70 %
90°	9.09 %
85°	7.75 %
80°	6.52 %
75°	5.40 %
70°	4.50 %

Der Einfluß des Ofenfüllungsgrades auf den Durchsatz des Drehofens ist in Fig. 19.4. dargestellt. Drei Kurven repräsentieren Füllungsgrade von 7, 10 und 13 %, mit den dazugehörigen Durchsätzen in t/h für Drehöfen mit Durchmessern von 2 bis 3.5 m.

19.1.2. Ofenneigung

Es gibt keine allgemein gültige Regel für die richtige Neigung von Drehöfen. Neigungen von Drehöfen lie-

highly labor consuming job, requiring specially shaped refractory bricks. A kiln shell shaping which is particularly disadvantageous, is the narrowing of the kiln's discharge end; this results in partial cooling of the clinker in the kiln and in a rapid wear of the refractory in this section.

Practical experience as well as theoretical deliberations lead to the observation that rotary kilns without constrictions or enlargements represent currently the most useful kiln construction. The shells of modern preheater kilns already show uniformity throughout the cross-sections. Unfavorable experience with rotary kilns of different cross-sections, prompted the cement industry of the Soviet Union to build rotary kilns with an invariable diameter exclusively.

19.1.1. Degree of kiln filling

The feed forms a segment of the rotary kiln's cross-section. The area ratio of this segment to the area of the kiln's cross-section expressed in percent is called the kiln's degree or percent of filling f , (see Fig. 19.3.).

Fig. 19.3. Schematische Darstellung des Ofenfüllungsgrades

Fig. 19.3. Schematic of the degree of kiln filling

Kiln filling degrees fluctuate within the limits of about 5–17 %. Independent from the kiln's diameter, the percent of filling for the different values of the centric angle α is as follows:

The influence of the degree of filling to the rotary kiln's capacity is shown in Fig. 19.4. Three curves represent filling degrees of 7, 10, and 13 %, with the corresponding capacities in t/h for rotary kilns with diameter from 2 to 3.5 m.

19.1.2. Kiln slope

No generally valid rule exists for the proper slope of rotary kilns. Rotary kilns show slopes from 2 to 6 %.

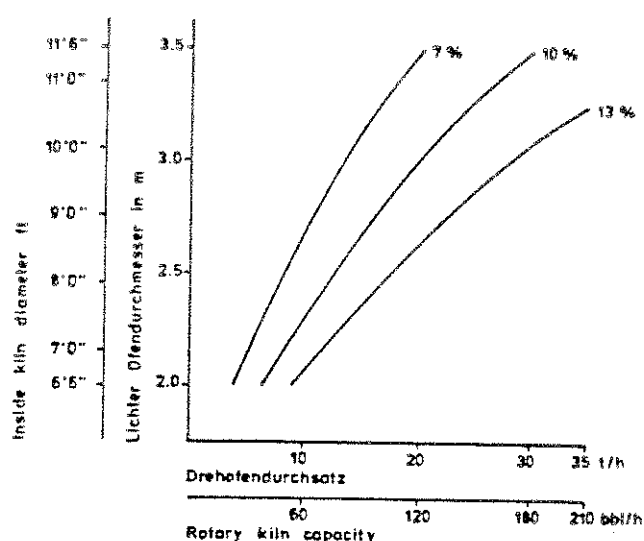


Fig. 19.4. Ofenfüllungsgrad und Drehofendurchsatz

Fig. 19.4. Degree of filling versus rotary kiln capacity

gen zwischen 2 und 6 %. Meistens trifft man jedoch Ofen mit Neigungen von etwa 2–4 % zur Horizontalen an. Ursprünglich hatten Drehöfen größere Neigungen bei niedrigen Umdrehungszahlen von etwa 0.5–0.75 U/min. Geringere Ofenneigung erfordert eine höhere Drehzahl; dies hat den Vorteil, daß das Ofenmaterial besser gemischt und einem intensiveren Wärmeaustausch ausgesetzt wird. Man erreicht auch mit geringerer Neigung höhere Ofenfüllungsgrade. Aus praktischer Erfahrung resultiert, daß den folgenden Ofenneigungen im praktischen Ofenbetrieb optimal erreichbare Ofenfüllungsgrade entsprechen; siehe Tabelle 19.1.

Most kiln slopes are between 2 and 4 % to the horizontal. Originally, rotary kilns had higher slopes with lower revolutions ranging from 0.5 to 0.75 rpm. Lower kiln slopes require higher numbers of revolutions; this has the benefit of better mixing of the kiln feed, together with a more intensive heat exchange. Lower slopes also permit higher degrees of kiln filling or of kiln load. Practical experience resulting from kiln operation shows that the following kiln slopes yield the corresponding average kiln loads; see table 19.1.

Tabelle 19.1.

Table 19.1.

Drehofenneigung und Ofenfüllungsgrad Rotary kiln slope versus kiln load	
Ofenneigung % Kiln slope %	Entsprechender Ofenfüllungsgrad % Corresponding kiln load %
4.5 %	9 %
4.0 %	10 %
3.5 %	11 %
3.0 %	12 %
2.5 %	13 %

Andererseits wird behauptet, daß der Ofenfüllungsgrad vom Verhältnis der Länge (L) zum Durchmesser (D) des Ofens abhängt. Naßdrehöfen mit einem L/D-Verhältnis von 40 und darüber weisen Füllungsgrade bis zu 17 % auf [176]. Jedenfalls bestimmt die Neigung des Drehofens in erster Linie den Ofenfüllungsgrad, wobei ein steigendes L/D-Verhältnis den Füllungsgrad noch erhöhen kann.

Im praktischen Ofenbetrieb soll ein Füllungsgrad von 13 % nicht überschritten werden, da höhere Füllungsgrade den Wärmeübergang verschlechtern.

On the other hand, it is said that the kiln load depends on the length (L) to diameter (D) ratio of the kiln. Wet process rotary kilns with an L/D-ratio of 40 and more, show kiln loads of up to 17 % [176]. In any case it is the rotary kiln's slope which determines the kiln's load in the first place; in addition to this is an increasing L/D-ratio a factor, which can contribute to the kiln's higher load.

In practical kiln operation the kiln load should not exceed 13 %, since higher kiln loads impair the heat transfer.

Bohman [177] hat folgende Drehofenneigungen für richtig gehalten:

- 5 % Neigung bei Ofen bis zu 2.8 m Durchmesser
- 4 % Neigung bei Ofen von 3–3.4 m Durchmesser
- 3 % Neigung bei Ofen über 3.4 m Durchmesser.

Diese Empfehlung hat sich bis heute bewährt, da die meisten Drehöfen mit über 3.4 m Durchmesser Neigungen von etwa 3–3.5 % aufweisen.

Lange amerikanische Trocken- und Naßdrehöfen weisen meistens Neigungen von $\frac{7}{16}$ bis $\frac{1}{2}$ Zoll Steigung pro Fuß Länge auf, was einer Neigung von etwa 3.5 % entspricht. Dies ist der Grund dafür, daß amerikanische Drehöfen mit einer höheren Drehzahl und zwar von etwa 1.3–1.8 U/min betrieben werden.

In der UdSSR versuchte man noch weiter zu gehen, indem man einen 3×35 m Wärmetauscherofen versuchsweise mit 19–20 U/min betrieb. Bei dieser Drehzahl nahm der Ofeninhalt einen Fließbett-ähnlichen Zustand an. Bei 20 U/min betrug die Vorschubgeschwindigkeit des Materials im Drehofen 260 m/h. Die Aufenthaltszeit in der Brennzone betrug 3 Minuten; diese Zeitspanne, so wird behauptet, genügte zur Klinkerbildung, da das Rohmehl mit Mineralisatoren versetzt war. Der Ofendurchsatz betrug 575 t/24 h, was einer spezifischen Ofenleistung von 3.1 t/24 h · m³ lichten Ofenvolumens entspricht [178].

19.1.3. Neigungsbezeichnung von Drehöfen

Für die Neigungsbezeichnung von Drehöfen sind vier verschiedene Maßsysteme in Gebrauch und zwar:

1. Konventionelle Winkelgrade oder Altgrade
2. Neugrade oder Gon mit einer hundertteiligen Skala des Quadranten oder rechten Winkels (R). 1 Neugrad oder Gon = $0.9^\circ = 54' = 3240''$ Altgrade. 1 Winkelgrad oder Altgrad = 1.111 Neugrade.
3. Steigung in Zoll bzw. Bruchteilen eines Zoll für einen Fuß (12 Zoll) Länge; diese Neigungsangabe wird Bevel genannt, was deutsch als Schmiege bezeichnet wird. Diese Angabe ist für die Neigung von Drehöfen in der amerikanischen Zementindustrie durchweg in Gebrauch.
4. Neigung in Prozent; bei dieser Neigungsangabe wird der Tangens des Winkels in Prozent ausgedrückt, wobei $\text{tang. } 45^\circ = 1 = 100\%$ Neigung bedeutet.

Tabelle 19.2. enthält Vergleichszahlen von Drehofenneigungen in den drei meist gebrauchten Systemen, d. i. Neigung in Bruchteilen eines Zoll pro 1 Fuß Länge, ferner in konventionellen Winkelgraden (Altgraden), sowie Neigungsangabe in Prozent. Dies gilt auch für Neigungen von Trommeltrocknern und von Klinker-Kühltrommeln.

Tabelle 19.3. enthält Umrechnungswerte von Ofenneigungen in Zoll pro Fuß auf Grade (Altgrade) mit Minuten und Sekunden als Dezimalwerte.

The following rotary kiln slopes were found by Bohman [177] to be correct:

- 5 % slope for kilns with diameters up to 2.8 m
- 4 % slope for kilns with dia. from 3–3.4 m
- 3 % slope for kilns with dia. above 3.4 m.

As until now, this recommendation proved good, since most of the rotary kilns with diameters above 3.4 m show slopes of about 3–3.5 %.

Long American dry and wet process kilns show, in most cases, slopes of $\frac{7}{16}$ to $\frac{1}{2}$ inch per foot length, which equals a slope of about 3.5 %. This is the reason why American rotary kilns are operated with higher revolutions (from about 80 to 110 rpm).

The USSR tried to go a step further by experimentally operating a 3×35 m suspension preheater kiln with 19–20 rpm. At this number of revolutions, the kiln feed turned into a fluidized-like state. At 20 rpm the kiln feed had a traveling speed of 260 m/h. The residence time in the burning zone was 3 minutes; this period of time, it is reported, sufficed for clinker formation, since the raw mix contained mineralizers. The kiln throughput was 632 t/24 h, which equals a specific kiln capacity of 3.1 t/24 h · m³ of useful kiln volume [178].

19.1.3. Slope designations of rotary kilns

Four different systems of measurement are in use to designate the slope of rotary kilns:

1. Conventional angular degrees
2. Centesimal degrees, also called gon, i. e. angular grades, with a centesimal graduation of the quadrant or right angle (R). 1 centesimal degree or gon = $0.9^\circ = 54' = 3240''$ of conventional angular degrees. 1 conventional angular degree = 1.111 centesimal degrees.
3. Pitch in inches or fractions of an inch per foot length; this slope indication is also called bevel. This designation is exclusively used in the American cement industry to specify the slope of rotary kilns.
4. Slope in percent; this slope indication expresses the tangent of an angle in percent, where $\text{tang. } 45^\circ = 1 = 100\%$ slope.

Table 19.2. contains a comparison of slopes of rotary kilns in the three most used systems, i. e. slope in fractions of an inch per foot length; conventional angular degrees; slope designation in percent. This applies also for slopes of drum dryers and rotary clinker coolers.

Table 19.3. contains conversion figures for kiln slopes from inch per foot into conventional angular degree with minutes and seconds in decimals.

Tabelle 19.2

Table 19.2

Vergleichszahlen von Drehofenneigungen Comparison of rotary kiln slopes							
Bruchteil eines Zoll pro Fuß Länge Fraction of an inch per Foot Length	Winkel in Grad Altgrade Angular Degrees " ' "	Neigung in Prozent Slope in Percent	Bruchteil eines Zoll pro Fuß Länge Fraction of an inch per Foot Length	Winkel in Grad Altgrade Angular Degrees " ' "	Neigung in Prozent Slope in Percent	Neigung in % Slope in %	Altgrade Angular Degrees Aufgerundet Rounded
1/32	0 08 57	0.26	17/32	2 32 06	4.42	2.00	1°9'
1/16	0 17 54	0.52	9/16	2 41 02	4.69	2.25	1°17'
3/32	0 26 51	0.78	19/32	2 49 57	4.94	2.50	1°26'
1/8	0 35 49	1.04	5/8	2 58 53	5.21	2.75	1°35'
5/32	0 44 46	1.30	31/32	3 07 49	5.46	3.00	1°43'
3/16	0 53 43	1.56	11/16	3 16 44	5.73	3.25	1°52'
7/32	1 02 40	1.81	23/32	3 25 40	5.98	3.50	2°0'
1/4	1 11 37	2.08	3/4	3 34 35	6.25	3.75	2°9'
9/32	1 20 33	2.34	25/32	3 43 30	6.50	4.00	2°18'
5/16	1 29 30	2.60	13/16	3 52 25	6.76	4.25	2°26'
11/32	1 38 27	2.85	27/32	4 01 19	7.02	4.50	2°35'
3/8	1 47 24	3.12	7/8	4 10 14	7.28	4.75	2°43'
13/32	1 56 20	3.38	29/32	4 19 08	7.55	5.00	2°52'
7/16	2 05 17	3.64	15/16	4 28 02	7.80	5.25	3°0'
15/32	2 14 13	3.90	31/32	4 36 56	8.06	5.50	3°9'
1/2	2 23 09	4.16	1	4 45 49	8.32	5.75	3°18'

Tabelle 19.3.

Table 19.3.

Umrechnung von Zoll/Fuß auf Grade in Dezimalwerten Conversion from inch/foot to degrees in decimal units	
Öfenneigung in Zoll pro Fuß Kiln slope — inch per foot	Neigung in Graden (Dezimalwert) Slope in degrees (decimal units)
1/4"	1.192
5/10"	1.491
3/8"	1.790
7/16"	2.087
1/2"	2.385

19.1.4. Drehzahl von Drehöfen

Solange sich der Durchmesser von Drehöfen im Bereich von etwa 2–3 m bewegte, sprach man im allgemeinen von der Drehzahl des Ofens. Da jedoch gegenwärtig Durchmesser von Drehöfen 6 m und darüber betragen, wird statt der Drehzahl oft die Umfangsgeschwindigkeit des Rohres angegeben. Um Drehöfen wirtschaftlich zu betreiben, sind Umfangsgeschwindigkeiten von etwa 35 cm/s in Anwendung; neuerdings werden bereits Umfangsgeschwindigkeiten von 40–70 cm/s gemeldet. Fig. 19.5. enthält ein Schaubild für Ofendrehzahlen bei Zugrundelegung einer Umfangsgeschwindigkeit von 36 cm/s für Drehöfen mit Durchmessern von 2.8–6 m. KHD Industrieanlagen AG nennt bereits 70 cm/s.

19.1.4. Revolutions of rotary kilns

As long as diameters of rotary kilns were in the range of about 2–3 m, it was generally referred to the kiln's number of revolutions. However, since rotary kilns presently show diameters of 6 m and more, the number of revolutions is designated by the circumferential speed of the kiln shell. To operate rotary kilns economically circumferential speeds of about 35 cm/sec are applied; recently announced circumferential speeds are already in the range of 40–70 cm/sec. Fig. 19.5. shows a diagram of kiln revolutions for kilns with diameters from 2.8–6 m, based on a circumferential speed of 36 cm/sec. KHD Industrieanlagen AG quotes already a speed of 70 cm/sec.

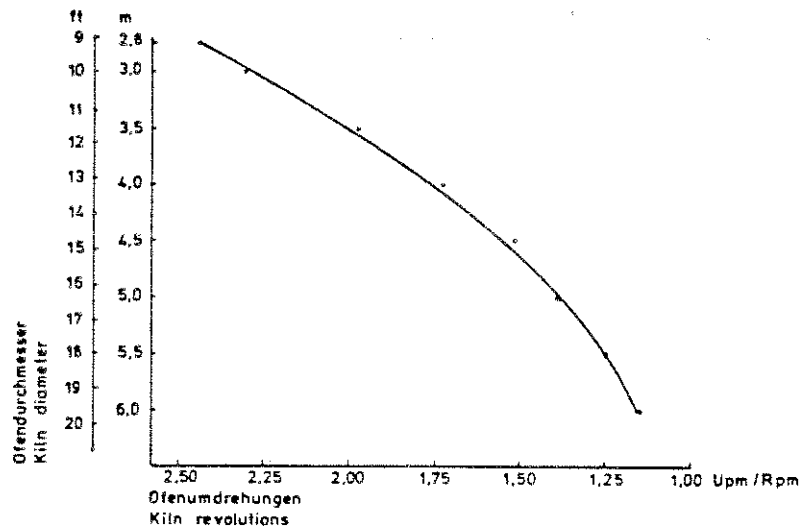


Fig. 19.5. Ofendurchmesser und Ofendrehzahl pro Minute bei einer Umfangsgeschwindigkeit von 36 cm/sec

Fig. 19.5. Kiln diameter and kiln revolutions per minute at a circumferential speed of 36 cm/sec

19.1.5. Materialtransport im Drehofen

Die Formel des U.S.-Bureau of Mines zur Berechnung der Durchgangszeit von Materialteilchen im Drehofen [179] wurde bereits im Abschnitt 4.15. Materialtransport im Trommeltrockner angegeben. Im folgenden wird mit dieser Formel die Durchgangszeit (t) des Materials durch einen Drehofen unter nachstehenden Annahmen berechnet:

l (Länge des Drehofens) = 100 m
 d = 3.04 m, p = $2^\circ 40'0''$ = 2.66°
 n = 1.3 U/min, F = 1 (einheitlicher Durchm.)
 Θ = 40°

$$\text{Lösung: } t = \frac{1.77 \times 100 \times 6.325}{2.66 \times 3.04 \times 1.3} \times 1 = 106 \text{ Minuten}$$

Durch die Wahl einer geeigneten Ofenneigung sowie durch Änderung der Umdrehungszahl hat man es in der Hand, die Durchlaufzeit des Materials zu regulieren.

Die Formel des Bureau of Mines ist in der amerikanischen Zementindustrie allgemein im Gebrauch. Es gibt noch eine Reihe anderer Formeln für die Berechnung der Durchlaufzeit des Materials durch den Drehofen; es sind dies die Formeln von:

J. Warner [180]
W. C. Saeman [181]
R. A. Bayard [182]
S. J. Friedman, A. Marshall [183]
W. W. Baranowski [184]
A. P. Voroshilov [185]
I. I. Chodorow [186]
J. J. Ronco [187]

Im Drehofen finden im allgemeinen zwei Prozesse statt:

1. Der thermochemische Prozeß,
2. Der Materialtransport.

19.1.5. Material passage through the rotary kiln

The formula of the U.S. Bureau of Mines for calculation of the passage of particles in rotary kilns [179], was already cited in section 4.15. Material passage through dryers. In the following, this formula is used to calculate the residence time (t) of particles in a rotary kiln, with the following assumptions:

l (length of rotary kiln) = 328 ft
 d = 10 ft, p = $2^\circ 40'0''$ = 2.66°
 n = 1.3 rpm, F = 1 (straight kiln), Θ = 40°

$$\text{Solution: } t = \frac{1.77 \times 328 \times 6.325}{2.66 \times 10 \times 1.3} \times 1 = 106 \text{ minutes.}$$

Selecting the proper kiln slope and varying the number of kiln revolutions, are possibilities to control the residence time of the kiln feed.

The Bureau of Mines formula is generally used by the American cement industry. There is still a number of other formulas to calculate the residence time of the material in the rotary kiln; these formulas were developed by:

Generally, two processes take place in the rotary kiln:

1. The thermochemical process
2. The material passage.

Der thermochemische Prozeß bedingt, daß das Material den Drehofen nicht mit gleichmäßiger Geschwindigkeit durchläuft. Bei konstanter Drehzahl hat das Material im Drehofen in den verschiedenen Zonen unterschiedliche Geschwindigkeiten. Dies wurde in Tracer-Versuchen festgestellt, wobei radioaktives Material (Isotopen von Na^{24} und von Mn^{56}) in Naß-öfen eingespeist wurde [188]. In Fig. 19.6. ist ein Drehofen dargestellt mit Angabe der verschiedenen Materialgeschwindigkeiten in der Längsrichtung.

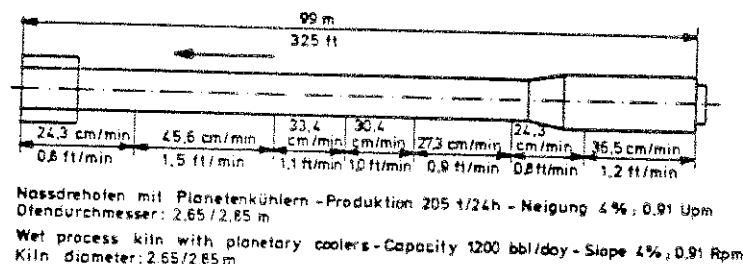


Fig. 19.6. Unterschiedliche Durchlaufgeschwindigkeiten des Materials durch den Drehofen

Fig. 19.6. Various residence times of the material in the rotary kiln

Die verschiedenen Durchlaufgeschwindigkeiten sind eine Folge von physikalischen und chemischen Veränderungen, denen das Material während des Brennprozesses im Ofen unterliegt. Wie aus dem Schema ersichtlich, hat das Material die geringste Geschwindigkeit in der Brennzone (24.3 cm/min) und die höchste Geschwindigkeit in der Calcinerzone (45.6 cm/min). Es ist die Aufgabe des Brenners, diese Variablen im Betrieb weitgehend auszugleichen. Wie ersichtlich, ist der Brennprozeß mit einer komplizierten und rechnerisch kaum erfaßbaren Materialbewegung im Drehofen verbunden.

The various residence times result from the material's physical and chemical changes, which occur during the burning process in the kiln. According to the diagram, the lowest velocity of the material is in the burning zone (24.3 cm/min), whereas the highest velocity is in the calcining zone (45.6 cm/min). It is the function of the kiln operator, to equalize these variables during the kiln's run. It is evident that the burning process is combined with a complicated and arithmetically hardly comprehensible material movement in the rotary kiln.

19.1.6. Berechnung des Drehofen-Leistungsbedarfs

Die Berechnung des Drehofen-Leistungsbedarfs stützt sich auf zwei Komponenten: [189]

- die Kraft zur Überwindung der Reibung
- die Kraft zur Überwindung der Belastung

Die Reibungskraftformel (in HP*) ist

$$\text{HP} = \frac{W \times bd \times td \times N \times F \times 0.0000092}{rd}$$

In der Formel bedeuten

Gesamtbelastung aller Laufrollenzapfenlager in Pfund = W
Durchmesser des Laufrollenzapfenlagers, Zoll = bd
Laufrollendurchmesser, Zoll = rd
Lauftringdurchmesser, Zoll = td
Drehzahl des Rohres, U/min = N
Reibungskoeffizient der Laufrollenzapfenlager = F
0.018 für Ölschmierung
0.06 für Fettschmierung

19.1.6. Rotary kiln power input calculation

The calculation of the kiln drive horsepower is based on two components: [189]

- The friction horsepower
- The load horsepower

The formula for the friction horsepower is:

Notation

total vertical load on all roller shaft bearings, lb
roller shaft bearing diameter, inches
roller diameter, inches
riding ring (tire) diameter, inches
rpm of kiln shell
coefficient of friction of roller bearings, 0.018 for oil lubricated bearings 0.06 for grease bearings

* HP im US-Maßsystem = 746 Watt, zum Unterschied von PS (metrische Pferdestärke) = 735.5 Watt.

Die Formel für den Belastungsgrad (in HP) ist:

The formula for the load horsepower is:

$$HP = (D \times \sin \Theta)^3 \times N \times L \times K$$

Es bedeuten

Ofendurchmesser an der Ausmauerung, Fuß
Zu entnehmen aus dem Diagramm Fig. 19.7.
je nach Ofenfüllungsgrad in %
Ofenumdrehungen pro Minute
Ofenlänge, Fuß
0.00076 für Zementklinker, Naß- oder
Trockenverfahren mit einem Böschungswinkel
von etwa 35°
0.00092 für Kalkdrehöfen unter Annahme
eines Böschungswinkels von etwa 40°
0.0018 für Ofen mit Hubsteinen bzw. -schaufeln,
(Trommelkühler oder -trockner) mit 40°
Böschungswinkel.

Notation

= D = kiln dia. inside lining, ft
= sin Θ = read from diagram Fig. 19.7. depending
on per cent of kiln load
= N = rpm of kiln
= L = length of kiln, ft
= K = 0.00076 for cement, wet or dry process,
based on dry process with
approx. 35° angle of repose;
0.00092 for rotary lime kiln,
based on approx. 40° angle of repose
0.0018 for kiln shell with lifters (rotary cooler
or dryer) based on approx. 40° angle of repose.

Für Ofen mit mehreren Durchmessern ist die Berechnung des Belastungsgrades für jeden Durchmesser gesondert durchzuführen.

For multi-diameter kilns, the load-HP should be calculated separately for each diameter.

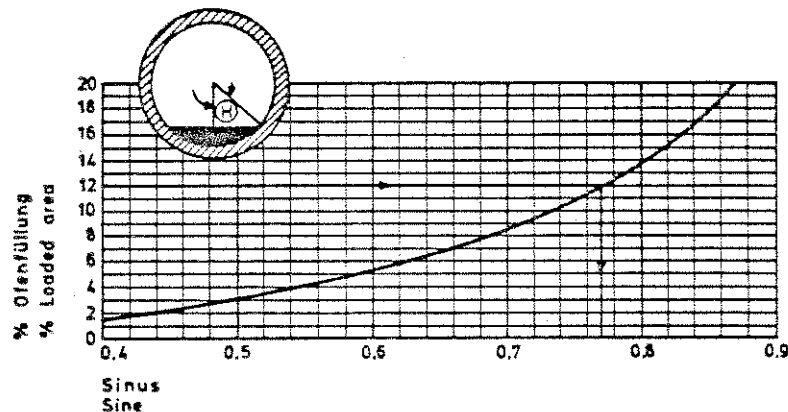


Fig. 19.7. Diagramm zur Ermittlung des sin.-Wertes für den Winkel Θ bei verschiedenem Ofenfüllungsgrad

Fig. 19.7. Diagram to determine the sine of the angle Θ for different percentages of kiln loading

Beispiel:

Gegeben ist ein Vorwärmerofen mit folgenden Angaben:
Durchm. 13'6" (4.10 m), L = 190'0" (57.75 m)
Gesamtbelastung: 1,600,000 Pfund (726.4 t)
Ofenfutter 9 Zoll (22.8 cm); Durchm. des Laufrollenzapfenlagers: 16 Zoll (40 cm), Laufringdurchm. 174 Zoll (4.42 m), Ofendrehzahl: 1.7 U/min, F = 0.018
Laufrollendurchmesser: 42 Zoll (106.7 cm); Ofenfüllungsgrad: 12 %, sin Θ = 0.77, K = 0.00076.

Dann beträgt die Reibungskraft

Example:

Calculate the drive for a preheater kiln with the following data: Diameter: 13'6", length 190 ft. Total vertical load: 1,600,000 lb.
Thickness of kiln lining: 9 in., dia. of roller shaft bearing: 16 in., dia. of riding ring: 174 in., kiln rpm: 1.7, F = 0.018; roller dia. 42 in., kiln loading: 12 %, thus sine Θ = 0.77, K = 0.00076.

Then the friction horsepower is

$$\frac{1,600,000 \times 16 \times 174 \times 1.7 \times 0.018 \times 0.0000092}{42} = 30 \text{ HP (22.35 kW)}$$

und der Belastungsgrad

and the load horsepower

$$(11.5 \times 0.77)^3 \times 1.7 \times 190 \times 0.00076 = 170 \text{ HP (126.65 kW)}$$

Die Summe beider Formeln ist 200 HP $\times$ 0.745 kW = 149 oder aufgerundet 150 kW.

The sum of both formulas is 200 HP.

19.1. Ausführungsformen des Drehofens

Tatsächlich werden Drehöfen dieser Größe mit Motoren von 150 kW Nennleistung angetrieben.

Ähnliche Formeln zur Berechnung des Drehofen-Leistungsbedarfs sind von Vaillant [190] entwickelt worden.

Verhältnis von Drehofenvolumen zum Leistungsbedarf

Wird der im obigen Beispiel ermittelte Leistungsbedarf auf das Ofenvolumen (berechnet als lichter Manteldurchmesser) bezogen, so ergibt sich ein Verhältnis von

$$\frac{762 \text{ m}^3}{150 \text{ kW}} = 5.1 \text{ m}^3/\text{kW}.$$

Wie aus Tabelle 19.4 hervorgeht, liegt das spezifische Ofenvolumen pro Kilowatt Ofenantrieb von bestehenden Wärmetauscheröfen in den Grenzen zwischen 4.5 bis etwa 4.8 m³/kW.

Tabelle 19.4.

Drehofenvolumen m ³ pro kW Leistung — Wärmetauscheröfen					
Lf. Nr.	Drehofen		Ofeninhalt m ³	Leistung kW	m ³ Ofeninhalt pro kW Leistung
	Durchm. m	Länge m			
1	3.95	58	710	149	4.76
2	5.16	84	1760	373	4.72
3	5.50	85	2018	447	4.51

Bei Naßdrehöfen liegt das Verhältnis von Ofenvolumen zur installierten Leistung in den Grenzen von etwa 5.0 – 6.3 m³/kW; dies ist aus Tabelle 19.5. zu entnehmen.

Tabelle 19.5.

Drehofenvolumen m ³ pro kW Leistung — Naßöfen					
Lf. Nr.	Drehofen		Ofeninhalt m ³	Leistung kW	m ³ Ofeninhalt pro kW-Leistung
	Durchm. m	Länge m			
1	5.92 × 5.32	176.3	4282	745	5.74
2	5.47 × 5.32	176.3	3984	670	5.94
3	6.08 × 5.16	176.3	3926	745	5.26
4	7.60 × 6.38 × 6.88	231	8754	1788	4.90
5	4.10 × 4.56	152	2086	373	5.60
6	5.16 × 4.71	155	2792	447	6.24

Bei langen Trockenöfen liegt das Verhältnis des Ofenvolumens zur installierten Leistung zwischen 6 und 7.5 m³/kW; dies geht aus Tabelle 19.6. hervor.

19.1. Types of rotary kilns

As a matter of fact, rotary kilns of this size are driven by a 200 HP motor.

Vaillant [190] developed similar formulas to calculate the required power input for rotary kilns.

Ratio of rotary kiln volume to the power requirement

If the drive power ascertained in the aforementioned example is brought into correlation to the kiln shell volume, the following ratio results:

$$\frac{27,227 \text{ cf}}{200 \text{ HP}} = 136 \text{ cf/HP}.$$

Table 19.4. shows that the specific kiln volume per HP of kiln drive for existing suspension preheater kilns is within the limits of 119 and 126 cf/HP or 4.5 – 4.8 m³/kW of kiln drive.

Table 19.4.

Rotary kiln volume cf per HP power input — Preheater kilns					
Pos. No	Rotary kiln		Kiln volume cf	Power input HP	cf kiln volume per HP input
	dia. ft	length ft			
1	13	190	25,213	200	126
2	17	276	62,624	500	125
3	18	280	71,232	600	119

The ratio of kiln volume to the installed kiln power input of wet process kilns is within the limits of 151 and 164 cf/HP; this results from table 19.5.

Table 19.5.

Rotary kiln volume cf per HP input — Wet process kilns					
Pos. No	Rotary kiln		Kiln volume cf	Power input HP	cf kiln volume per HP input
	dia. ft	length ft			
1	19'6" × 17'6"	580	151,200	1000	151
2	18' × 17'6"	580	140,652	900	156
3	20' × 17'	580	138,578	1000	138
4	25' × 21' × 22'8"	760	309,000	2400	129
5	13'6" × 15'	500	73,638	500	147
6	17' × 15'6"	510	98,547	600	164

The ratio of kiln volume to the installed kiln drive of long dry process kilns is between 159 and 195 cf/HP; see table 19.6.

Tabelle 19.6.

Drehofenvolumen m ³ pro kW Leistung — Lange Trockenöfen					
Lf. Nr.	Drehofen		Ofen- inhalt m ³	Lei- stung kW	m ³ Ofen- inhalt pro kW-Leistung
	Durchm. m	Länge m			
1	4.86 × 4.56	161	2707	447	6.05
2	5.0 × 4.71	161	2861	447	6.39
3	4.4 × 5.0	167	2657	373	7.12
4	4.86 × 5.32	173	3733	522	7.16
5	4.86 × 5.32	170	3256	447	7.28
6	4.86 × 5.32	179	2870	522	7.41

Die genormten Naßdrehöfen in der UdSSR sind mit derselben installierten Leistung versehen wie amerikanische Naßdrehöfen; dies zeigt Tabelle 19.7.

Tabelle 19.7.

Drehofenvolumen m ³ pro kW Leistung — Naßöfen der Ud.S.S.R.					
Lf. Nr.	Drehofen		Ofen- inhalt m ³	Leistung kW	m ³ Ofen- inhalt pro kW Antrieb
	Durchm. m	Länge m			
1	4.0	150	1884	320	5.88
2	4.5	170	2703	500	5.40
3	5.0	185	3632	620	5.85

Aus obigen Tabellen geht hervor, daß Wärmetauscheröfen die stärkste spezifische Leistung aufweisen und zwar 4.5–4.8 m³/kW; dann folgen Naßöfen mit 5.0–6.3 m³/kW und schließlich lange Trockenöfen mit 6–7.5 m³/kW.

Die höhere spezifische Leistungsaufnahme von Wärmetauscher-Drehofenrohren im Vergleich zu langen Drehöfen hat seinen Grund im Verhältnis der Klinkerzonenlänge zur Gesamtlänge des Wärmetauscherofens. Klinker hat bekanntlich einen größeren Schüttwinkel als Rohmehl und dies bewirkt im Wärmetauscherofen ein größeres Drehmoment, was höhere Leistungsaufnahme zur Folge hat.

Der höhere Leistungsbedarf der Naßöfen im Vergleich zu langen Trockenöfen ist durch die Kettenbauten bedingt; diese Einbauten vergrößern die rotierende Masse des Drehofens.

Bei normalem Ofenbetrieb beträgt die tatsächliche Leistungsaufnahme etwa 40–60 % der installierten Leistung. Die Reserve in der Leistungsaufnahme ist für etwaige Betriebsstörungen des Ofens, wie Loslösen von Ansatzmassen, Schießen von Ofenringen usw. vorgesehen.

Das Diagramm in Fig. 19.8. gibt die gesamte Leistungsaufnahme von Wärmetauscheröfen im Verhältnis zum Ofendurchsatz an.

Table 19.6.

Rotary kiln volume cf per HP drive — Long dry process kilns					
Pos. No	Rotary kiln		Kiln volume cf	Power input HP	cf kiln volume per HP input
	dia. ft	length ft			
1	16' × 15'	530	95,550	600	159
2	16'6" × 15'6"	530	101,000	600	168
3	14'6" × 16'6"	550	93,800	500	187
4	16' × 17'6"	570	131,780	700	188
5	16' × 17'6"	560	114,940	600	191
6	16' × 17'6"	590	136,600	700	195

The standardized wet process kilns in the USSR are supplied with the same power input as American wet process kilns; see table 19.7.

Table 19.7.

Rotary kiln volume cf per HP power input — in the U.S.S.R. Wet kilns					
Pos. No	Rotary kiln		Kiln volume cf	Power input HP	cf kiln volume per HP drive
	dia. ft	length ft			
1	13'0"	492	66,505	429	155
2	14'9"	558	95,416	670	142
3	16'5"	607	128,210	830	154

The above cited tables show that suspension preheater kilns have the highest specific power input of 119–126 cf/HP; then follow wet process kilns with 151–164 cf/HP; and finally long dry process kilns with 159–195 cf/HP.

The higher specific power input of the preheater kiln cylinders, compared to long rotary kilns, is motivated by the ratio of the length of the burning zone to the total length of the preheater kiln. As is well known, the angle or repose of clinker is larger than that of raw mix; this causes a higher torque of the preheater kiln, resulting in higher power requirement.

The higher power input of wet process kilns, compared to long dry process kilns is a result of the chain sections; these internal kiln constructions increase the rotating mass of the rotary kiln.

For regular kiln operation, the actual power input is approximately 40–60 % of the installed power. The additional power input is reserved for possible kiln upset conditions, as disengagement of kiln coating, shooting of kiln rings, etc.

The diagram in Fig. 19.8. shows the total power input of preheater kilns related to the kiln capacity.

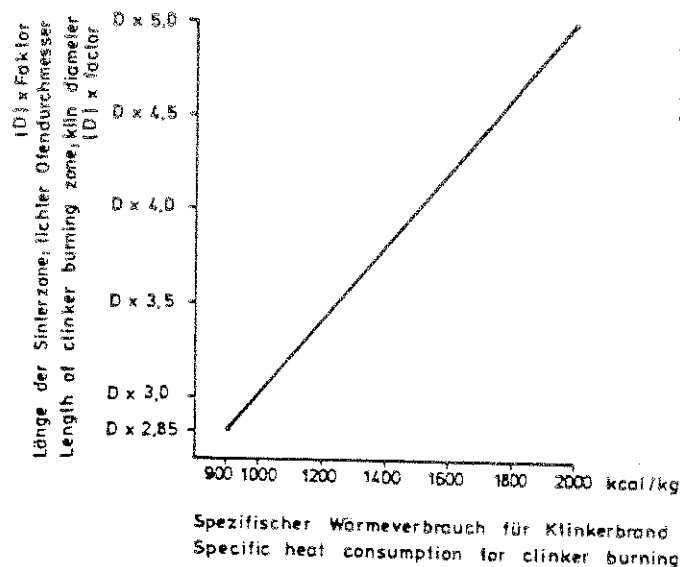


Fig. 19.8. Spezifischer Leistungsbedarf von Wärmetauscheröfen im Verhältnis zum Ofendurchsatz

Fig. 19.8. Kiln power requirement compared to kiln capacity of preheater kilns

19.1.7. Wärmedehnung des Drehofens

Länge und Umfang des Drehofens sind im Betriebszustand größer als im kalten Zustand. Dieser Umstand muß berücksichtigt werden, damit die Laufrollen auf den Laufrollen immer ganz aufsitzen und die Dichtungen an beiden Ofenenden nicht beeinträchtigt werden. Um die Längsdehnung zu berechnen, wird der Querschnitt des Ofens mit der höchsten Manteltemperatur als Ausgangspunkt gewählt, von dem nach den beiden Enden hin die Temperatur gleichförmig abfällt, wie es in dem in Fig. 19.9. enthaltenen Diagramm dargestellt ist. Der hier gezeigte Ofen ist 150 m lang und der Querschnitt mit der höchsten Manteltemperatur ist 25 m vom unteren Ofenende entfernt.

Dann beträgt die lineare Ausdehnung [43]

19.1.7. Thermal expansion of the rotary kiln

When in operation, length and circumference of the rotary kiln are larger than in the inactive state. This circumstance must be taken into consideration, so that the riding rings can always rest entirely on the rollers and that the seals on both ends of the kiln will not be impaired. To calculate the linear expansion, the cross-section of the kiln with the highest shell temperature is selected as the starting point from which the temperature decreases uniformly towards both ends of the kiln, as is shown in Fig. 19.9. The kiln shown here is 150 m long, and the cross-section with the highest shell temperature is located 25 m from the lower kiln end.

Then the linear expansion is [43]

$$A_1 = \alpha \left(\frac{t_1 + t_2}{2} - t \right) \times l_1$$

$$A_2 = \alpha \left(\frac{t_1 + t_2}{2} - t \right) \times l_2$$

In den Formeln bedeuten:

Linearer Ausdehnungskoeffizient für Stahl 0.000012

Höchste Temperatur am Ofenumfang (365 °C)

Temperatur an den Ofenenden (155 bzw. 60 °C)

Entfernung der beiden Ofenenden vom höchsten Temperaturpunkt (25,000 bzw. 125,000 mm)

Umgebungstemperatur (20 °C)

Notation:

= α = linear expansion index for steel, 0.000012
 = t_1 = highest temperature on the kiln's circumference (365 °C)
 = t_2 = temperature on the kiln's ends, (155 °C) and (60 °C) respectively
 = l_1 u. l_2 = length from the highest temperature point to both kiln ends (25,000 and 125,000 mm respectively)
 = t = ambient temperature (20 °C)

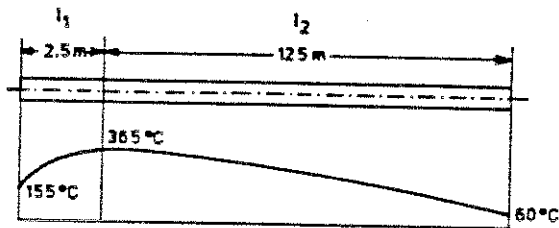


Fig. 19.9. Diagramm der Manteltemperatur eines 150 m langen Drehofens

Fig. 19.9. Skin temperature diagram of a 150 m long rotary kiln

Dann ist

Then is

$$A_1 = 0.000012 \left(\frac{365 + 155}{2} - 20 \right) \times 25,000 = 72 \text{ mm}$$

$$A_2 = 0.000012 \left(\frac{365 + 60}{2} - 20 \right) \times 125,000 = 288 \text{ mm}$$

$$A_1 + A_2 = 72 + 288 \text{ mm} = 360 \text{ mm.}$$

In Prozenten ausgedrückt beträgt die errechnete Ausdehnung

Expressed in percent, the calculated expansion comes to

$$\frac{360 \times 100}{150,000} = 0.24 \%$$

der gesamten Ofenlänge.

of the total kiln length.

Praktisch wird die Ausdehnung des Ofens halbiert, da man konstruktiv dem Ofen die Möglichkeit gibt etwa von dessen Mitte, d. i. von den Druckrollen aus, sich nach beiden Enden hin auszudehnen.

Practically, the kiln expansion is halved, since the kiln is given the possibility to expand from its center, i. e. from the thrust rollers towards both ends.

Die Erwärmung des Ofenmantels hat auch die Ausdehnung entlang dem Ofendurchmesser zur Folge. An jener Stelle, wo die Manteltemperatur etwa 300 °C beträgt, d. i. dort wo sich meistens — vom Ofenauslauf gerechnet — der zweite Lauftring befindet, beträgt die Ausdehnung des Durchmessers (bei 4 m Manteldurchmesser):

The heating of the kiln shell also causes an expansion along the kiln's diameter. Where the shell temperature amounts to approximately 300 °C (i. e. where most often the second riding ring is located, if counted from the kiln's discharge end), the expansion of the 4 m long diameter is:

$$0.000012 (300 - 20) \times 4000 = 13 \text{ mm}$$

d. h. der Ofendurchmesser beträgt im warmen Zustande 4013 mm. Am Ofenumfang berechnet, erhalten wir dasselbe Ergebnis:

i. e. the kiln diameter in the hot state is 4013 mm. When calculating along the kiln's circumference, we will get the same result:

$$U = 4000 \times 3.1415 = 12,566 \text{ mm}$$

$$0.000012 \times (300 - 20) \times 12,566 = 42 \text{ mm}$$

$$12,566 + 42 = 12,608 \text{ mm}$$

$$\frac{12,608}{\pi} = 4013 \text{ mm}$$

Die Ofenausdehnung muß bei der Ausmauerung des Ofens sowie bei der Anordnung der Lauftringe berücksichtigt werden.

When lining the kiln with refractories, the expansion must be taken into consideration; this applies also for the arrangement of the riding rings along the kiln shell.

19.1.8. Die Zonen des Drehofens

Bei einem normalen Drehofen, dem kein Vorwärmer irgendwelcher Art vorgeschaltet ist, kann man fol-

19.1.8. The zones of the rotary kiln

A regular rotary kiln, which is not connected with any kind of preheater, can be divided into the follow-

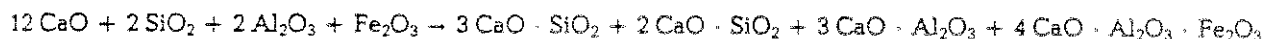
gende Zonen unterscheiden (die Länge der Zonen ist in Prozent der gesamten Ofenlänge angegeben):

% der Ofenlänge	Zone	Material-Zonen-temperatur °C
33	Trockenzone (bei Naßöfen)	bis etwa 120
14	Vorwärmzone	100 – 550
25	Kalziniertzone	550 – 1100
20	Sinter- oder Brennzone	1100 – 1450
8	Kühlzone	1450 – 1380

Die Ofenzonen lassen sich nicht streng gegeneinander abgrenzen, da die Gas-, Material- und Innenwandtemperaturen in den einzelnen Zonen schwer zu ermitteln sind, und die stattfindenden Reaktionen sich teilweise überschneiden oder parallel verlaufen.

Schematisch betrachtet, finden im Drehofen folgende Vorgänge statt:

1. Verdampfung von Wasser (Naßverfahren)
2. Austreibung des gebundenen Wassers aus der Tonsubstanz
3. Dissoziation von Magnesiumkarbonat
4. Dissoziation von Kalziumkarbonat
5. Vereinigung von Kalk mit den Tonmineralien, d. i. die Bildung der vier Hauptmineralien des Klinkers, die gemäß folgender Gleichung verläuft:



19.1.9. Abdichtungen an Drehöfen

Zum Schutz gegen Eindringen von Falschluf sind Drehöfen sowohl am heißen als auch am kalten Ende mit Abdichtungen ausgestattet.

Der Unterdruck beträgt am heißen Ofenende etwa 2–3 mm WS und am kalten Ofenende (lange Drehöfen) etwa 25–30 mm WS.

Der Zweck der Abdichtung am kalten Ofenende ist:

- a. Vermeidung der Volumenvergrößerung der Abgase durch Falschluf. Einsaugen von Falschluf bedeutet Mehrarbeit für das Ofengebläse.
- b. Bei Naßdrehöfen kann kalte Falschluf bei der verhältnismäßig niedrigen Abgastemperatur eine Unterschreitung des Taupunktes der Abgase und Kondensation in den Abgasleitungen und Staubfiltern verursachen.
- c. Bei Drehöfen mit Abhitzekeßeln verursacht Eindringen von Falschluf Herabsetzung der Gastemperatur und somit weniger Dampf- und Energieerzeugung.

Am heißen Ofenende verursacht eindringende Falschluf Verdrängen der heißen, aus dem Klinkerkühler kommenden Sekundärluft. Die Falschluf wird im Drehofen auf die Gastemperatur erhitzt, was Wärmeverluste nach sich zieht. Das folgende Beispiel zeigt, welche Wärmeverluste das Eindringen von Falschluf am heißen Ofenende verursacht.

ing processing zones; the length of the processing zones is expressed in percent of the total kiln length:

% kiln length	Zone	Material-zones temperature °C
33	Drying zone (at wet process kilns)	up to about 120
14	Preheating zone	100 – 550
25	Calcining zone	550 – 1100
20	Sintering or burning zone	1100 – 1450
8	Cooling zone	1450 – 1380

There are no strict boundaries between the kiln zones, since gas-, material- and kiln lining-temperatures in the particular zones are hard to ascertain; also, the occurring reactions partially overlap or take a parallel course.

Schematically, the following reactions occur in the rotary kiln:

1. Evaporation of water (wet process)
2. Release of the combined water from the clay substance
3. Dissociation of magnesium carbonate
4. Dissociation of calcium carbonate
5. Combination of lime with the clay minerals, i. e. formation of the four main clinker minerals, according to the following equation:

19.1.9. Rotary kiln air seals

Air seals are used to prevent infiltration of ambient air at both the hot and cold ends of the rotary kiln.

The negative pressure at the hot kiln end is approximately 3 mm W. C., and at the cold end (long rotary kilns) approximately 25–30 mm W. C.

The cold kiln end is sealed for the following reasons:

- a. To prevent an increase in volume of the exit gases by infiltrated air. Intake of ambient air means more energy consumption for the kiln fan.
- b. At the relatively low exit gas temperature of wet process rotary kilns, cold infiltrated air can cause the exit gas temperature to fall below the dew-point; this means condensation in the flue ducts and dust collectors.
- c. In rotary kilns with waste heat boilers infiltration of false air causes temperature reduction of the exit gases and thus a lower steam and energy production.

At the hot kiln end infiltrated false air causes displacement of the hot secondary air emerging from the clinker cooler. In the rotary kiln the infiltrated air is heated up to the gas temperature, thus entailing heat losses. The following example shows the amount of heat losses caused by infiltration of false air into the hot end of the kiln.

19. Der Drehofen

Beispiel:

Angenommen ist ein Drehofen mit 4 m Durchmesser; zwischen Ofenzylinder und Ofenkopf befindet sich ein 4 cm offener Spalt, durch den Falschluff in den Ofen angesaugt wird.

$$4.00 \text{ m } \varnothing: \frac{d^2\pi}{4} = 12.5664 \text{ m}^2$$

$$3.92 \text{ m } \varnothing: \frac{d^2\pi}{4} = \underline{12.0683 \text{ m}^2}$$

$$\text{Größe des Spaltes} = 0.4981 \approx 0.5 \text{ m}^2$$

Es wird weiter angenommen, daß Falschluff mit einer Geschwindigkeit von 5 m/sec angesaugt wird; dies entspricht $0.5 \text{ m}^2 \times 5 \text{ m/sec} = 2.5 \text{ m}^3 \text{ Falschluff/sec}$, oder $2.5 \times 60 = 150 \text{ m}^3/\text{min}$. $150 \times 1.2928 = 194 \text{ kg Luft/min}$.

Die Ofengastemperatur in der Sinterzone beträgt 2045°C . Für die Erwärmung der Luft von 15°C bis 2045°C (2030 grd.) wird folgende Wärmemenge benötigt:

$$194 \text{ kg} \times 0.26 \times 2030 = 102,393 \text{ kcal/min}$$

$$\frac{102,393 \text{ kcal/min}}{7000 \text{ kcal/kg Kohle}} = 14.6 \text{ kg Kohle/min} \times 1440 \text{ min}$$

$= 21,024 \text{ kg}$ oder rund 21 t Kohle/24 h , d. h. daß der im Beispiel angeführte Ofenkopf einen Brennstoffverlust von 21 t Kohle pro Tag verursacht.

Es gibt eine große Anzahl verschiedener Drehofenabdichtungen, die von den Ofenbauunternehmen entwickelt wurden. Nur einige davon können hier gezeigt werden.

Graphitblock-Abdichtung (ein Produkt der Fuller Co., Bethlehem, Pa. USA). Die Graphitdichtung besteht aus 24 Graphitblöcken, die am Umfang des Ofens angebracht sind; die Größe eines Graphitblockes ist etwa $25 \times 150 \times 460 \text{ mm}$ abhängig vom Ofendurchmesser. Jeder Graphitblock ist durch einen verstellbaren Ring, Keil und Keilplatte festgehalten. Je zwei Edelstahlfedern drücken jeden einzelnen Block gegen das Ofenblech und ermöglichen eine durch eventuelle Unrundheit des Ofenmantels notwendige Positionsänderung. Die Federn sind verstellbar, um die Lebensdauer der Graphitblöcke voll auszunützen. Der Kontakt der Graphitblöcke mit dem Ofenmantel verhindert fast vollkommen das Eindringen von Falschluff. Die Schmiereigenschaften des Graphits ermöglichen ein Gleiten der Blöcke sowohl am Umfang als auch in axialer Richtung, um sich der Ausdehnung und Kontraktion des Drehofens anzupassen.

In Fig. 19.10. ist die Graphitblock-Abdichtung schematisch dargestellt.

19. The rotary kiln

Example:

A rotary kiln with a diameter of 4 m is assumed; between kiln shell and kiln hood, there is a 4 cm wide open slot, through which false air infiltrates into the kiln.

$$4.00 \text{ m } \varnothing: \frac{d^2\pi}{4} = 12.5664 \text{ m}^2$$

$$3.92 \text{ m } \varnothing: \frac{d^2\pi}{4} = \underline{12.0683 \text{ m}^2}$$

$$\text{Size of slot} = 0.4981 \approx 0.5 \text{ m}^2$$

Further it is assumed that false air is infiltrated with a velocity of 5 m/sec; this equals $0.5 \text{ m}^2 \times 5 \text{ m/sec} = 2.5 \text{ m}^3$ of false air/sec, or $2.5 \times 60 = 150 \times 1.2928 = 194 \text{ kg air/min}$.

The gas temperature in the burning zone of the kiln is 2045°C . Heating the air from 15°C to 2045°C (2030 deg.), requires the following amount of heat:

$$194 \text{ kg} \times 0.26 \times 2030 = 102,393 \text{ kcal/min}$$

$$\frac{102,393 \text{ kcal/min}}{7000 \text{ kcal/kg coal}} = 14.6 \text{ kg coal/min} \times 1440 \text{ min}$$

$= 21,024 \text{ kg}$ or 21 t of coal/24 h, i. e. that the leaking kiln hood of the example causes a fuel loss of 21 t of coal per day.

A large number of various rotary kiln seals was developed by kiln manufacturers. Only a few of them can be shown here.

Graphite block air seal (a product of the Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA). The graphite seal consists of 24 graphite blocks of the size $25 \times 150 \times 460 \text{ mm}$ (depending on the kiln diameter), mounted along the circumference of the kiln. Each graphite block is held in place by an adjustable seal ring, wedge and wedge plate. Each block is held in contact on the kiln shell with two stainless steel springs, to allow the blocks to shift position due to possible radial divergence of the kiln shell. The springs are adjustable to fully utilize the graphite blocks for longer life. Due to the contact between the kiln and the graphite blocks, the entrance of false air is almost completely prevented. The lubricating qualities of the graphite allows the blocks to slide circumferentially and axially, to accommodate the expansion and contraction of the rotary kiln.

Fig. 19.10. shows the graphite block air seal.

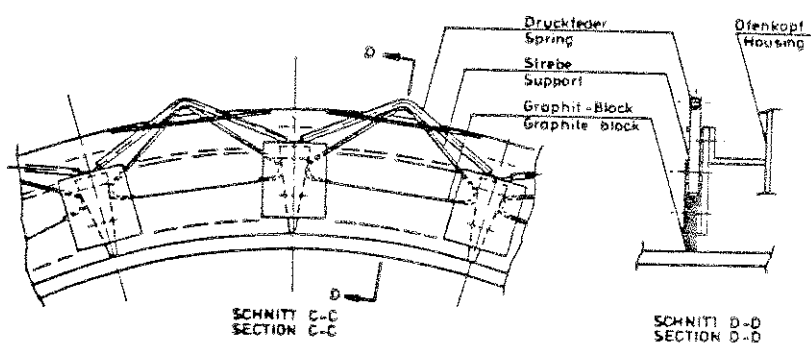
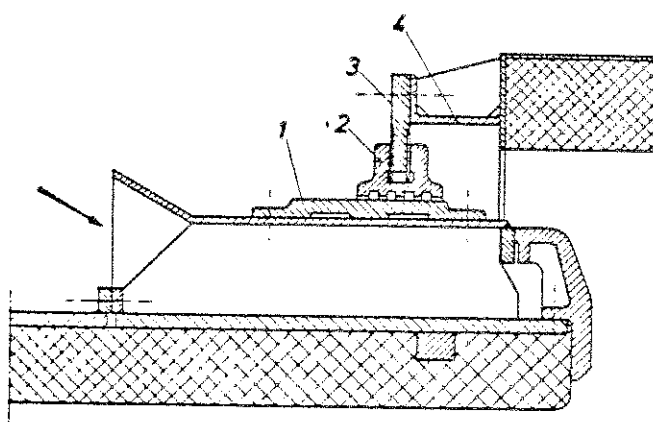


Fig. 19.10. Graphitblock-Drehofenabdichtung

Fig. 19.10. Graphite rotary kiln air seal



- 1 Grundring = Basic ring
- 2 Abdichtungsring = Seal ring

- 3 Verschleißring = Wear ring
- 4 Haltering = Holding ring

Fig. 19.11. Abdichtung für das heiße Ofenende mit Luftkühlung

Fig. 19.11. Air seal for the hot end of the kiln with air cooling

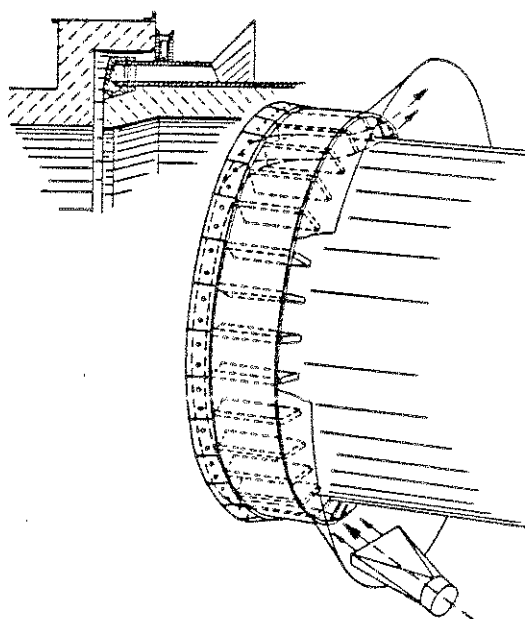


Fig. 19.12. Kühlung des Drehofen-Austragsendes

Fig. 19.12. Cooling of the rotary kiln's discharge end

Fig. 19.11. zeigt eine Drehofenabdichtung [191] für den Ofenauslauf mit Luftkühlung des hochtemperaturbeanspruchten Ofenfutter-Halteringes. Die Abdichtung ist an einem am Ofenmantel angebrachten Kühlring befestigt. In den Raum zwischen äußerem Ring und Ofenmantel wird Kühlluft eingeblasen; dies veranschaulicht die perspektivische Darstellung in Fig. 19.12.

Das in Fig. 19.13. dargestellte Diagramm gibt die Luftmengen an, die in Abhängigkeit vom Ofendurchmesser zur Kühlung des Drehofen-Austragsendes erforderlich sind.

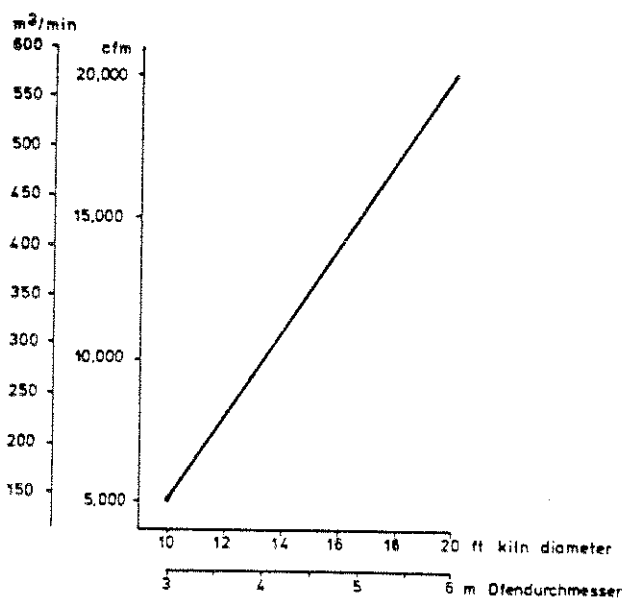


Fig. 19.11. shows a rotary kiln air seal [191] for the kiln's discharge end, with air cooling of the kiln nose ring which is exposed to the brunt of high temperatures. The seal is fastened to a cooling ring which is attached to the kiln shell. Cooling air is blown into the space between the outer ring and the kiln shell. A perspective view of this arrangement is shown in Fig 19.12.

The diagram shown in Fig. 19.13. shows the air volumes required for cooling of the rotary kiln's nose ring; the air volume depends on the kiln's diameter.

Fig. 19.13. Erforderliche Kühlluftmenge für das Drehofen-Austragsende, abhängig vom Drehofendurchmesser

Fig. 19.13. Air volume required for cooling of the rotary kiln's nose ring, depending on the kiln's diameter

In der UdSSR ist eine Reihe von Ofenabdichtungen in Gebrauch, von denen hier zwei interessante Ausführungsarten gezeigt werden. In Fig. 19.14. ist eine dreifach-Labyrinth-Abdichtung dargestellt, die für das heiße Ofenende des sowjetischen Naßdrehofens 5×185 m entwickelt wurde und verwendet wird.

Many different rotary kiln seals are in use in the USSR, of which two interesting models are shown here. Fig. 19.14. shows a triple labyrinth seal, especially developed and employed for the hot end of the 5×185 m Soviet wet process rotary kiln.

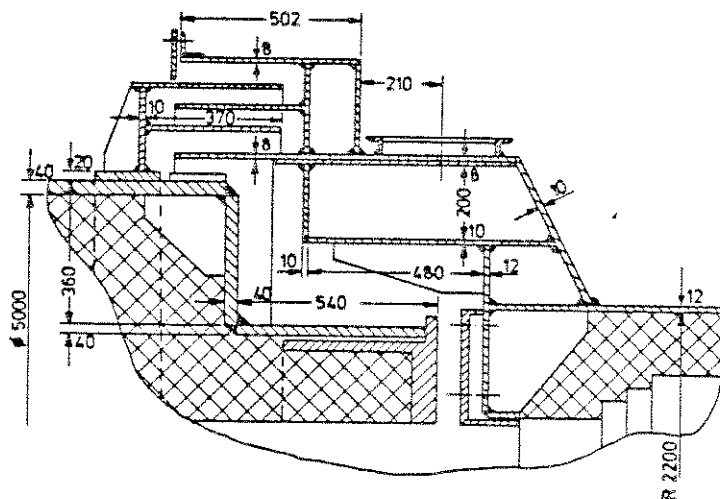
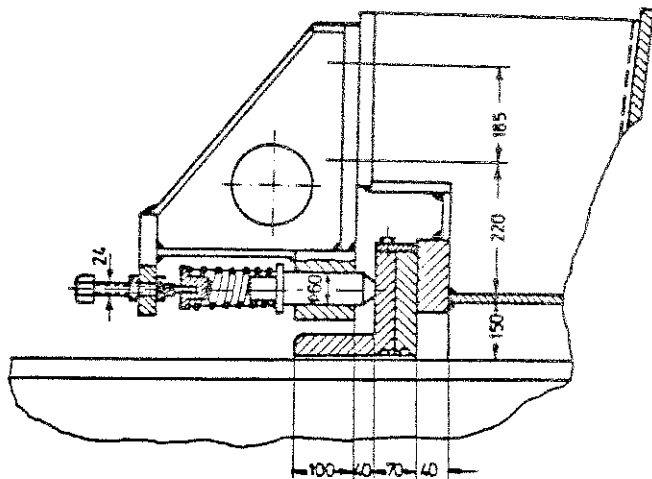


Fig. 19.14. Dreifach-Labyrinth Drehofen-Abdichtung in Anwendung in der UdSSR

Fig. 19.14. Triple labyrinth kiln air seal, used in the USSR



Für das kalte Ofenende des sowjetischen Naßdrehofens 5 × 185 m wird eine einfache Ausführungsart der Abdichtung verwendet; diese ist in Fig. 19.15. dargestellt.

19.1.10. Relative Bewegung von Ofenlaufringen

Die Laufringe sitzen bekanntlich nicht fest am Ofenmantel auf, sondern haben ein gewisses Spiel, um die Wärmedehnung des Ofenmantels aufnehmen zu können; dies ist besonders im Abschnitt des heißen Ofenendes wichtig. Ein nicht genügender Abstand zwischen Ofenmantel und Laufring kann unter Umständen zu Einschnürungen des Ofenmantels und zur Zerstörung des Ofenfutters im Abschnitt der Laufringe, sowie zu Spannungsrissen des Ofenmantels führen. Diese losen Laufringe führen eine Relativbewegung gegenüber dem Ofenmantel aus. Wird diese Relativbewegung kleiner, oder hört diese auf, so ist dies ein Gefahrensignal für eine eintretende Ofenmanteleinschnürung. Man hat deshalb Einrichtungen geschaffen, um mit Hilfe einer Relativbewegungsmessung die Relativbewegung in gewissen Grenzen zu halten und ein Festklemmen des Laufringes am Ofenmantel zu verhindern. Die gefährliche Einschnürung des Ofenmantels durch den Laufring wird durch

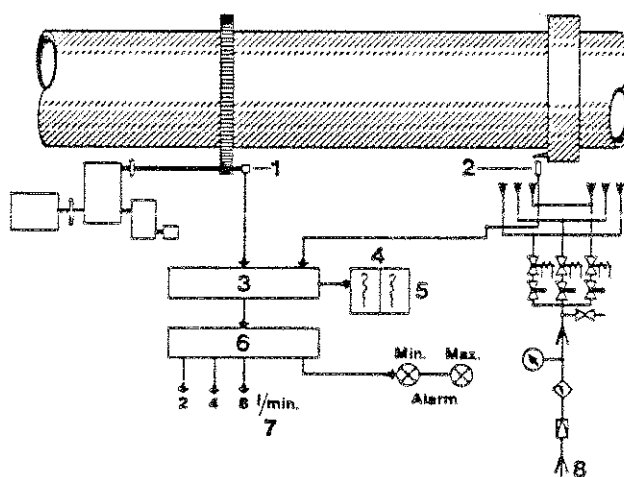
Fig. 19.15. Drehofen-Abdichtung für das kalte Ofenende, in Anwendung in der UdSSR

Fig. 19.15. Rotary kiln air seal for the cold end of the kiln, used in the USSR

A less composite modification of an air seal is employed for the cold end of the Soviet 5 × 185 m wet process rotary kiln; this air seal is shown in Fig. 19.15.

19.1.10. Relative motion of kiln riding rings

As is known, kiln riding rings are not fixed to the kiln shell; they are of full floating design, to absorb the heat expansion of the kiln shell. This is of special importance in the area of the hot kiln end. An insufficient clearance between kiln shell and riding ring can cause a constriction of the kiln shell, resulting in damage to the kiln lining in the area of the riding rings; a further consequence can be the formation of cracks of the kiln shell. These loose riding rings perform a relative motion in relation to the kiln shell. Decreasing or stoppage of this relative motion is a warning of danger that a constriction of the kiln shell is imminent. Therefore, arrangements were developed to keep the relative motion within certain limits, by measuring the relative motion, to prevent jamming of the riding ring to the kiln shell. When applying a water spray device for water cooling of the kiln shell underneath the riding ring, the dangerous constriction of the kiln shell caused by the riding ring,



- 1 Impuls-Schnellgeber = High speed pulse transmitter
- 2 Berührungsloser Endschalter = Proximity limit switch
- 3 Meßumformer = Measuring transformer
- 4 Linienschreiber = Recorder
- 5 Kühlwassermenge = Amount of cooling water
- 6 Regler für Ofenmantelkühlung = Controller for kiln shell cooling
- 7 Steuersignale = Control signals
- 8 Leitung für filtriertes Wasser = Piping for filtered water

Fig. 19.16. Schema zur Messung der Relativbewegung von Laufring und Ofenmantel

Fig. 19.16. Arrangement for measurement of the relative motion between riding ring and kiln shell

Wasserkühlung des Ofenmantels unter dem Laufring, d. h. durch eine Wasseraufspritzvorrichtung verhütet. Natürlich muß hierbei für eine entsprechende Schmierung zwischen Laufring und den Laufringschuhen am Ofenmantel gesorgt werden, um Beschädigungen der Laufringschuhe und des Laufringes zu vermeiden. Dieses Problem ist in jüngster Zeit durch die Schaffung von Drehöfen mit großen Durchmessern besonders akut geworden.

Die Firma F. L. Smidth hat eine elektronische Einrichtung zur kontinuierlichen Messung der Relativbewegung zwischen Laufring und Ofenmantel entwickelt. Das Prinzip dieser Einrichtung ist in Fig. 19.16. dargestellt.

Ein berührungsloser Endschalter ist an einem Ständer seitlich des Laufringes befestigt. Dieser Schalter gibt bei jeder Umdrehung des Laufringes einen Impuls ab; diese Impulse steuern die Zählperioden im Meßwandler. Am Drehofenantrieb ist ein Impuls-Schnellgeber montiert, der ca. 20.000 Impulse bei jeder Umdrehung des Ofens abgibt. Der Meßwandler zählt die Anzahl der Impulse, die während einer Umdrehung des Laufringes vom Impulsgeber empfangen werden, sowie die Anzahl der während einer Ofenumdrehung empfangenen Impulse. Der Unterschied zwischen diesen Meßwerten ist proportional zur Relativbewegung des Laufringes und kann am Meßwandler und Linienschreiber, die an das Ausgangssignal (0–10 V, Gleichstrom) angeschlossen sind, abgelesen werden. Dieses Ausgangssignal geht auch zum Regler, der Steuersignale an die Wasserspritzvorrichtung und an die Alarmsignale der maximalen und minimalen Relativbewegung des Laufringes gibt.

Filtriertes Wasser wird durch 2×3 Düsensätze auf den Ofenmantel gespritzt. Die Spritzvorrichtung wird von drei Magnetventilen über einen elektronischen Regler, der mit dem Impulzzähler in Verbindung steht, betätigt [191a, 87c].

Laufringe mit einem Gewicht von über 100 t sind für die Handhabung beim Transport und bei der Montage zu schwer; sie sind deshalb in zwei identische parallele Ringe geteilt, die mit gegenseitiger Berührung montiert werden. Obgleich die Laufringe identisch sind, kommt fast immer während des Betriebes eine kleine Relativbewegung zwischen den beiden Laufringhälften vor; deshalb sind auch deren Kontaktflächen für Schmierung eingerichtet [191b].

19.1.11. Selbsteinstellbare Drehofen-Tragrollen

Der entscheidende Faktor bei der Bemessung von Tragrollen ist der Hertz-Druck zwischen Tragrolle und Laufringen, der in kg/cm^2 gemessen wird. Die theoretische Berührungsstelle ist unter Voraussetzung nicht nachgebender Wälzbahnen, eine gerade Linie. In der Praxis werden beide Wälzbahnen vom Druck verformt, so daß die Berührungsfläche ein fast ebenes Rechteck bildet. Laufringe und Tragrollen werden so reichlich bemessen, daß diese Verformung weit unter der Elastizitätsgrenze gehalten wird.

can be avoided. Care should be taken for proper lubrication between riding ring and filler bars attached to the kiln shell, to prevent damages of the filler bars as well as of the riding ring. Recently, this problem became particularly acute with the introduction of large diameter rotary kilns.

The F. L. Smidth Co. developed an electronic arrangement for continuous measurement of the relative motion between riding ring and kiln shell. The principle of this arrangement is shown in Fig. 19.16.

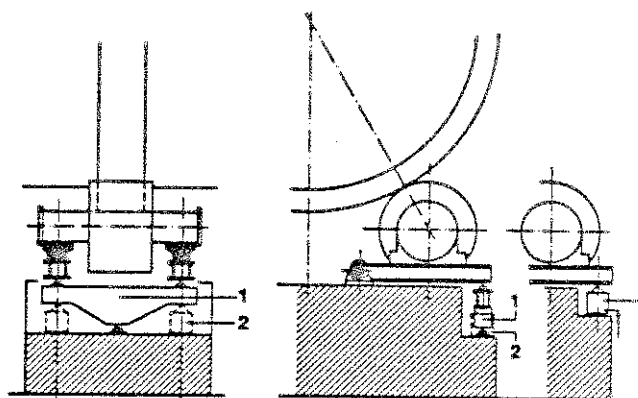
A proximity limit switch is fixed to a pole at the side of the riding ring. This switch releases one pulse per revolution of the riding ring, and these pulses control the counting periods of the measuring transformer. On the kiln drive a high speed pulse transmitter is positioned, which releases approximately 20,000 pulses per kiln revolution. The measuring transformer counts the number of pulses received from the pulse transmitter during one revolution of the riding ring, and the number of pulses received during one revolution of the kiln shell. The difference between these two measured values is proportionate to the relative motion of the riding ring; this is displayed by the measuring transformer as well as by a recorder, which is connected to the output signal (0–10 V, DC). This output signal is also transmitted to the controller, which releases control signals for the water spray arrangement, and alarm signals for maximum and minimum relative motion of the riding ring.

Filtered water is sprayed on the kiln shell through 2×3 sets of nozzles. The water spray arrangement is controlled by three solenoid valves through an electronic device, which is connected to the transmitter box [191a, 87c].

Riding rings weighing more than 100 metric tons are too heavy to handle during transportation and erection; therefore, they are divided into two identical, parallel rings, which are assembled in contact with each other. Despite their same shape, both rings show during operation a small relative movement; therefore, the contacting surfaces of these two rings, are also designed for lubrication [191b].

19.1.11. Self-adjusting supporting rollers

The decisive parameter for sizing of supporting rollers is the Hertz pressure between supporting roller and the riding ring, measured in kg/cm^2 . Assuming unyielding roller surfaces, the theoretical contact area is a straight line. In practice however, both surfaces are deformed by the pressure, so that the area of contact becomes an almost plane rectangle. Riding rings and supporting rollers are so amply sized that this deformation is kept far below the limit of elasticity.



- 1 Kippträger = Rocking yoke
2 Hydraulischer Zylinder = Hydraulic cylinder

Fig. 19.17. Selbststellbare Tragrollenstation (F. L. Smidth)

Fig. 19.17. Self-adjusting supporting kiln rollers (F. L. Smidth)

Um die Berührungslinie immer gerade zu halten, hat F. L. Smidth eine selbststellbare Tragrollenkonstruktion geschaffen. Diesem System liegt der Umstand zugrunde, daß zur Sicherung des linearen Kontaktes zwischen Rollenwelle und Lager, die Traglager mit Kugelschalen versehen sind (siehe Fig. 19.17.). Jedes Lager ruht auf einer an Scharnieren aufgehängten Konstruktion.

Die gegenseitige Auswuchtung kann wie folgt stattfinden:

1. Mechanisch, d. h. mittels eines Kippträgers, wobei die drei Unterstützungspunkte als Brückenlager (bei Verwendung von Elastomerscheiben, die zwischen Stahlblechen vulkanisiert sind) ausgebildet sind.
2. Hydraulisch, d. h. auf zwei gegenseitig verbundenen Zylindern ruhend, bzw. wahlweise mit dem Kippträger als Sicherung gegen hydraulisches Versagen eingeschaltet.

Diese Konstruktion sichert unter allen Betriebsbedingungen einen 100 %igen Kontakt zwischen Laufring und Tragrollen. Dadurch verteilt sich der Flächen- (Hertz-) Druck über die gesamte Laufringbreite. Hierdurch kann der berechnete Hertz-Druck erhöht werden. Dies ermöglicht — nach Angaben des Herstellers — eine Herabsetzung der Laufring- und Tragrollendimensionen, so daß trotz mehrerer Komponenten diese Konstruktion billiger ist als eine herkömmliche Tragrollenstation.

19.2. Die Drehofenfeuerung

19.2.1. Anordnung des Brennerrohres

Das Brennerrohr kann entweder parallel zur Ofenachse ausgerichtet sein oder auch parallel zur Brennerbühne verlaufen. Im letzteren Fall ist das Brennerrohr zur Ofenachse bzw. zum Materialbett geneigt, was nicht immer gute Brennresultate liefert, da die Flamme mit dem Materialbett kollidiert.

Was die Position des Brennerrohres anbelangt, so befindet sich dieses im allgemeinen im Mittelpunkt

To keep the contact line always straight, the F. L. Smidth Co. developed a self-adjusting roller support construction. This system is based on the condition that to ensure the linear contact between roller shaft and bearing, the journal bearings are supplied with ball sockets (see Fig. 19.17.). Each bearing rests on a hinged supported bedplate.

The mutual balancing takes place either:

1. Mechanically, i.e. by applying a rocking yoke, where the three supporting points are designed as bridge bearings (elastomer lamellas vulcanized between two steel plates).
2. Hydraulically, i.e. resting on two interconnected cylinders, or alternatively coupled with a rocking yoke as a safety precaution against possible hydraulic failure.

Regardless of the operating conditions, this design ensures a full contact between riding ring and supporting roller. It allows an even distribution of the surface pressure (Hertz pressure) over the total width of the riding ring. As a result, the originally calculated Hertz pressure can be increased, allowing for a reduction in the dimensions of the riding ring and roller. Despite the increased number of components, this design is — according to the manufacturer — lower in price than the conventional fixed support construction.

19.2. Firing of the rotary kiln

19.2.1. Arrangement of the burner pipe

The burner pipe can be aligned either parallel to the kiln's longitudinal axis or parallel to the burner floor. In the latter case, the burner pipe is inclined to the kiln axis and to the material bed respectively; due to collision of the flame with the material bed, this position of the burner pipe does not always contribute to good burning results.

Generally, the burner pipe is positioned in the center of the rotary kiln's cross-section. But there are also

des Drehofenquerschnittes. Es gibt aber auch Modifikationen, besonders bei Drehöfen mit großem Durchmesser, wonach das Brennerrohr näher zur Oberfläche des Brenngutes und parallel zur Ofenachse angeordnet ist, um so eine Neigung des Brennerrohres gegen das Material zu vermeiden.

Das folgende Beispiel zeigt die Anordnung des Brennerrohres außerhalb des Querschnittsmittelpunktes des Drehofens.

Beispiel

Lichter Manteldurchmesser des Ofens: 4.56 m

Ausmauerung: 15 cm

Ansatzstärke: 15 cm

$30 \text{ cm} \times 2 = 60 \text{ cm}$; $4.56 - 0.60 = 3.96 \text{ m} = 396 \text{ cm} = \text{lichter Ofendurchmesser}$. Der Schüttwinkel des Materials beträgt 40° . Bei einem Ofenfüllungsgrad von 12 % beträgt die Höhe der Ofenfüllung 17.7 % des Ofendurchmessers (siehe Tab. 19.8); $396 \text{ cm} \times 0.177 = 70 \text{ cm}$ Höhe der Ofenfüllung.

$$l = \left(\frac{396}{2} \right) - 70 = 128 \text{ cm}; \frac{l}{2} = 64 \text{ cm}$$

V (Vertikale Verschiebung) = $64 \times (\cos 40^\circ) = 49 \text{ cm}$, H (Horizontale Verschiebung) = $64 \times (\sin 40^\circ) = 41 \text{ cm}$, d. h., das Brennerrohr ist vom Querschnittsmittelpunkt gerechnet 49 cm senkrecht nach unten und 41 cm nach rechts verlegt. Dieser Punkt ist in Fig. 19.18. mit B bezeichnet.

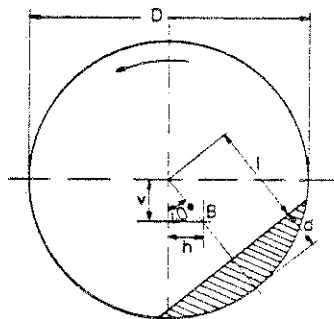


Tabelle 19.8.

Ofenfüllungsgrad in % und Höhe der Ofenfüllung in % des lichten Ofendurchmessers % of kiln charge and depth of bed in % of the inner kiln diameter	
Ofenfüllungsgrad % % of kiln charge	Höhe der Ofenfüllung d in % von D Depth of bed d in % of D
5	9.75
6	11.0
7	12.2
8	13.4
9	14.5
10	15.6
11	16.7
12	17.7
13	18.8
14	19.8
15	20.8

modifications, especially in large diameter rotary kilns, where the location of the burner pipe is closer to the surface of the material bed and parallel to the kiln's longitudinal axis, thus to prevent an inclination of the burner pipe towards the material.

The following example deals with positioning of the burner pipe outside the center of the rotary kiln's cross-section.

Example

Kiln diameter on shell: 4.56 m

Kiln lining: 15 cm

Kiln coating: 15 cm

$30 \text{ cm} \times 2 = 60 \text{ cm}$; $4.56 - 0.60 = 3.96 \text{ m} = 396 \text{ cm} = \text{inside kiln diameter}$. Angle of repose of the kiln load is 40° . At a kiln load of 12 %, the depth of the bed is 17.7 % of the inside kiln diameter (see table 19.8); thus $396 \text{ cm} \times 0.177 = 70 \text{ cm}$ depth of bed.

$$l = \left(\frac{396}{2} \right) - 70 = 128 \text{ cm}; \frac{l}{2} = 64 \text{ cm}$$

V (Vertical displacement) = $64 \times (\cos 40^\circ) = 49 \text{ cm}$, H (Lateral displacement) = $64 \times (\sin 40^\circ) = 41 \text{ cm}$, i. e. the location of the burner pipe is 49 cm below and 41 cm to the right from the center of the kiln's cross section. In Fig. 19.18. this point is marked as B.

Fig. 19.18. Die Lage des Drehofen-Einblasrohres (B) im Querschnitt des Drehofens

Fig. 19.18. Location of the rotary kiln's burner pipe (B) in the cross-section of the kiln

19.2.2. Der Kohlenstaubbrenner

Der Durchmesser der Brennerdüse läßt sich mit folgender Formel berechnen:

$$d = 1000 \sqrt{\frac{1.30 \times V}{v}}$$

In der Formel bedeuten:

Durchmesser der Kohlenstaubdüse in mm
Primärluftmenge in Nm³/sec
Luftgeschwindigkeit in der Düse in m/sec

= d
= V
= v

Notation:

diameter of coal dust nozzle, mm
quantity of primary air, standard m³/sec
air velocity inside the nozzle, m/sec

Die Primärluft beträgt etwa 15–20 % der gesamten, dem Ofen zugeführten Verbrennungsluft und kann mit Hilfe der folgenden Formel berechnet werden:

The primary air amounts to about 15–20 % of the total combustion air introduced into the kiln, and can be calculated with the following formula:

$$V = \frac{V' \cdot w \cdot Q \cdot p}{3600 \cdot 100}$$

In der Formel bedeuten:

Primärluftmenge in Nm³/sec
Die zur Verbrennung von 1 kg Kohle notwendige Verbrennungsluft mit Luftüberschuß in Nm³/kg
Zum Brennen von 1 kg Klinker erforderliche Kohlenstaubmenge in kg/kg
Ofenkapazität in kg/h
Verhältnis von Primärluft zur Gesamtverbrennungsluft in %.

= V
= V'
= w
= Q
= p

Notation:

primary air, standard m³/sec
combustion air required for the combustion of 1 kg coal, with excess air, standard m³/kg
coal dust required to burn 1 kg clinker, kg/kg
kiln capacity, kg/h
ratio of primary air to the total combustion air, %.

Beispiel

Es ist der Durchmesser einer Kohlenstaub-Brennerdüse unter folgenden Annahmen zu berechnen:

Q = 500 t/24 h Klinker = 20,833 kg/h.
v = 60 m/sec, p = 20 %, V' = 8 Nm³/kg Kohle,
w = 0.25 kg/kg Klinker.

Example

Calculate the diameter of a coal dust burner nozzle, using the following assumptions

Q = 500 t/24 h of clinker = 20,833 kg/h
v = 60 m/sec, p = 20 %, V' = 8 std. m³/kg coal
w = 0.25 kg/kg clinker

$$V = \frac{8.0 \times 0.25 \times 20,833 \times 20}{3600 \times 100} = 2.31 \text{ Nm}^3/\text{sec}$$

Der Düsendurchmesser ist:

The nozzle diameter is:

$$d = 1000 \sqrt{\frac{1.30 \times 2.31}{60}} = 223 \text{ mm}$$

Das Kohlenstaubbrennerrohr hat meistens die folgende Form (siehe Fig. 19.19.).

Der im obigen Beispiel berechnete Durchmesser d bezieht sich auf das in Fig. 19.19. bezeichnete Rohrstück.

Mostly, the coal dust burner pipe has the following shape (see Fig. 19.19.).

The diameter calculated in the above example refers to the marked piece of the burner pipe shown in Fig. 19.19.

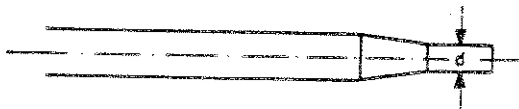


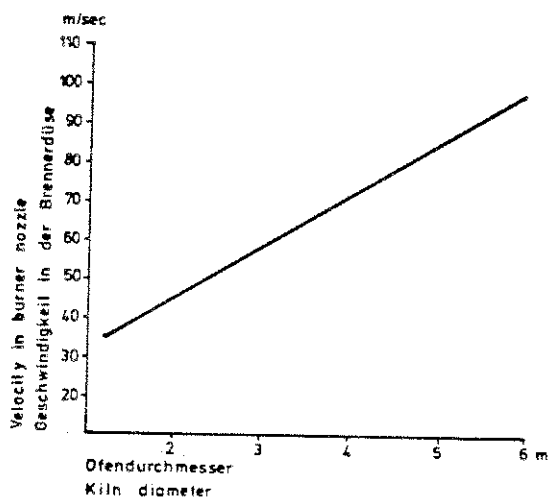
Fig. 19.19. Kohlenstaub-Brennerrohr

Fig. 19.19. Coal dust burner pipe

Durch Verengung des Auslaufes des Brennerrohres wird eine bessere Durchmischung des Primärluft-Kohlenstaubgemisches erreicht. Außerdem hat man es in der Hand, durch Änderung des Durchmessers

Narrowing the outlet of the burner pipe results in a better mixing of the coal dust-air compound. Also, changing the nozzle diameter allows to control the velocity of the primary air-coal dust mixture. Gener-

der Auslaufdüse die Einblasgeschwindigkeit entsprechend abzustimmen. Allgemein gilt die Regel: je höher die Geschwindigkeit in der Auslaufdüse, desto kürzer und intensiver die Kohlenstaubflamme. Die Geschwindigkeit des Primärluft-Kohlenstaubgemisches ist eine Funktion der Drehofenleistung, bzw. des Drehofendurchmessers.



ally, the following rule is valid: the higher the velocity in the nozzle, the shorter and more intensive is the coal dust flame. The velocity of the primary air-coal dust mixture is a function of the kiln capacity or of the kiln diameter respectively.

Fig. 19.20. Geschwindigkeit in der Brennerdüse in Abhängigkeit vom Drehofendurchmesser

Fig. 19.20. Velocity in the burner nozzle, depending on the rotary kiln's diameter

Das in Fig. 19.20. dargestellte Diagramm zeigt die zum Durchmesser des Drehofens gehörende Geschwindigkeit in der Brennerdüse. Diese Düsendurchmesser bedingen eine optimale Flammenform und schaffen auf diese Weise günstige Wärmeaustauschbedingungen zwischen Flamme und Brenngut.

The diagram presented in Fig. 19.20. shows the rotary kiln's diameter with the indication of the corresponding velocity in the burner nozzle. These nozzle velocities result in optimal flame shapes, and cause, in this way, favorable conditions for heat exchange between the flame and the kiln feed.

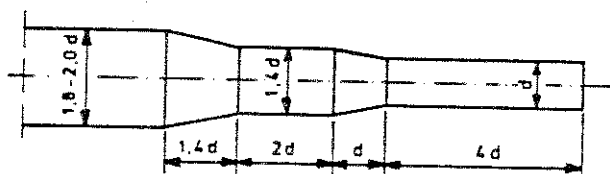


Fig. 19.21. Neue Bauart einer Kohlenstaub-Brennerdüse

Fig. 19.21. New design of a coal dust burner nozzle

Der in Fig. 19.21. dargestellte Kohlenstaubbrenner ist eine Neuentwicklung, mit dem gute Ergebnisse erzielt wurden [192]. Durch innige Vermischung des Kohlenstaubes mit der Primärluft und erhöhte Turbulenz liefert dieser Brenner eine kurze, intensive Kohlenstaubflamme, die eine Leistungserhöhung des Drehofens bewirkt.

Good results were acquired with a newly developed coal dust burner [192], which is shown in Fig. 19.21. By thoroughly mixing of the coal dust with the primary air and by increased turbulence, this burner delivers a short intensive coal dust flame, resulting in a capacity increase of the rotary kiln.

Wie bereits im Kapitel „Brennstoffe“ dargelegt, steigt die Flammentemperatur mit der Temperatur der Verbrennungsluft. Auf den Drehofen angewendet bezieht sich dies hauptsächlich auf die Temperatur der Sekundärluft. Heiße Primärluft ist kein guter Träger des Kohlenstaubes und kann deshalb unter Umständen die Flamme ungünstig beeinflussen. Der Primärluftventilator begrenzt außerdem die Temperatur der Primärluft.

In chapter "Fuels" it was already explained that the flame temperature increases with the temperature of the combustion air. Applied to the rotary kiln, this refers mainly to the temperature of the secondary air. Hot primary air is not an efficient carrier of the coal dust and therefore it might possibly impair the flame. Besides, the primary air fan limits the temperature of the primary air.

Um ein Abbrennen der Brennerdüsenmündung zu vermeiden, soll die Zündung der Kohlenstaubflamme etwa 25 cm vom Düsenrand beginnen, was mit den im Diagramm der Fig. 19.20. angegebenen Düsenge-

To prevent the burning away of the burner nozzle pit, the ignition of the coal dust flame should start at about 25 cm from the nozzle rim, which can be acquired when applying the nozzle velocities shown

schwindigkeiten zu erreichen ist. Düsenabbrand und Rückzündung der Flamme können erfolgen, wenn die Geschwindigkeit in der Kohlenstaubdüse auf etwa 25–20 m/sec und darunter fällt.

Ruhland hat in einer Gleichung die Gesetzmäßigkeiten zusammengefaßt, mit der sich die Länge von Kohlenstaubflammen in Drehöfen berechnen läßt [192a].

Aufgrund der auch auf dem Kohlesektor stark ansteigenden Brennstoffkosten, kommen in steigendem Maße auch immer minderwertigere Kohlesorten mit hohen Aschegehalten und niedrigen Anteilen an flüchtigen Bestandteilen zum Einsatz. Erfahrungen haben gezeigt, daß die Ausströmgeschwindigkeit aus der Brennerdüse nicht allein vom Ofendurchmesser, sondern auch sehr wesentlich von den Eigenschaften der eingesetzten Kohle, insbesondere ihrer Mahlfeinheit, abhängt.

Die Erkenntnis, daß mit diesen minderwertigen Kohlesorten allein kein wirtschaftlicher Drehofenbetrieb möglich ist, macht den zusätzlichen Einsatz einer zweiten Brennstoffkomponente erforderlich. Dieser Forderung Rechnung tragend, hat die Firma *Pillard, Ofenfeuerung GmbH* zwei spezielle Brennertypen weiterentwickelt, und zwar einen für die Kombination von Kohle-Heizöl (Typ VR-K) und den anderen für die Kombination von Kohle-Erdgas (Typ VR-GK). Nach Angaben von Pillard, kann im allgemeinen mit sehr niedrigen Primärluftanteilen in der Größenordnung von 6 % der gesamten Verbrennungsluft gearbeitet werden [174d].

Kürzlich (1984) entwickelte die Firma *Pillard Feuerungen GmbH*, Taunusstein, einen Drehofen-Dreikanal-Kohlenstaubbrenner für die Verwendung von verschiedenen festen Brennstoffen. Unter Berücksichtigung von verschiedenen spezifischen Ofenverhältnissen und Brennstoffeigenschaften ist es — nach Angaben des Herstellers — möglich, durch stufenlose Einstellung praktisch jede gewünschte Flammenform zu bilden, auch während des Ofenbetriebes.

Die Konstruktion des Brenners macht auch eine Umlenkung des Kohlenstaubstromes vom Kreis- auf den Kreisringquerschnitt möglich. Für den Anfahrbetrieb von Drehöfen ist es mit dem *Pillard Dreikanal-Kohlenstaubbrenner* möglich, außer Kohlenstaub auch flüssige und gasförmige Brennstoffe für das Hochfahren des Ofens vom kalten Zustand bis zur vollen Betriebskapazität zu verwenden [174f].

Fig. 19.21.a. zeigt eine partielle Schnittzeichnung des *Pillard Dreikanal-Kohlenstaubbrenners*.

Im zentralen Mantelrohr (1) befindet sich der Düsenstock, für flüssigen oder gasförmigen Brennstoff, für den Anfahrbetrieb. Im konzentrischen Kanal (2) strömt reine Luft zur Erzeugung einer Divergenz- und Rotationskomponente über einen verschiebbaren Drallkörper aus. Im konzentrischen Kanal (3) wird das Kohlenstaub-Trägerluftgemisch zugeführt. Im äußeren konzentrischen Kanal (4) strömt reine Luft über einen Axialkörper mit einer verstellbaren axialen bzw. schwach divergenten Richtung aus.

diagrammatisch in Fig. 19.20. Burning away of the nozzle and back-firing can occur, if the velocity in the coal dust nozzle decreases below 25–20 m/sec.

Ruhland formulated an equation in which he summarized the rules required to calculate the length of a coal dust flame in a rotary kiln [192a].

Due to the tendency of the continuing fuel price increase even in the area of coal, the cement industry switched to the application of low quality coal with high ash content and low fractions of volatile constituents. Experience showed that the velocity in the burner nozzle depends not only upon the kiln diameter, but also to a considerable degree upon the quality of the coal being used, especially upon the fineness of grinding.

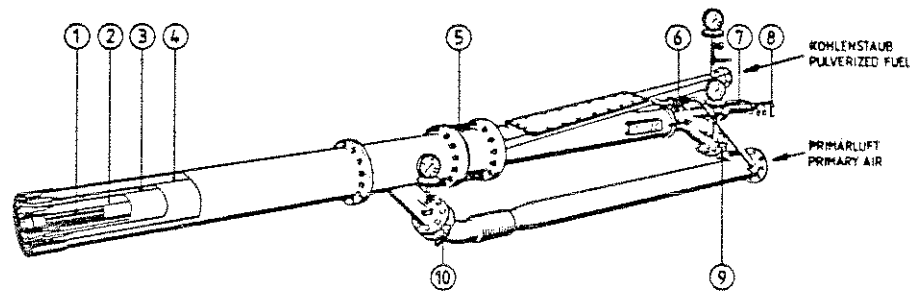
The idea that an economic operation of the rotary kiln with this low quality coal is not possible, led to the application of a second fuel component. To satisfy this requirement, the *Pillard Oil Firing Co., W. Germany*, improved two special types of kiln burners; one for the combination of coal with fuel oil (type VR-K), and the other for the combination of coal with natural gas (type VR-GK). Pillard claims that a minimum amount of primary air is required — in the region of 6 % of the total combustion air — for a wide range of flame adjustment [174d].

The *Pillard Burner Co. (Pillard Feuerungen GmbH, Taunusstein, W. Germany)* developed recently (1984) a three-channel coal dust burner for the application of various solid fuels in rotary kilns. Taking into consideration specific kiln conditions and fuel qualities it is — according to the manufacturer — possible to form any practically desired flame shape by stepless adjustment, even during kiln operation.

The design of the burner also allows the transition of the coal dust stream from circular cross-section to a ring-type cross-section. For start-up operations of rotary kilns the *Pillard three-channel burner* allows besides coal dust also the use of gaseous and liquid fuels from zero output to full capacity kiln operation [174f].

Fig. 19.21.a. shows a partial cross-section of the *Pillard three-channel coal dust burner*.

Inside a central jacket pipe (1) nozzle pipes for liquid and gaseous fuels for start-up operation are located. From a concentric channel (2) flows clean air to generate a diverging and rotational component by the help of a movable whirling device. The coal dust-air mixture is supplied by the concentric channel (3). In the outer concentric channel (4) clean air flows over an axial body in an axially adjustable or low diverging direction respectively.



- 1 Zentrales Mantelrohr = Central jacket pipe
- 2 Innerer Reinsluftkanal = Internal clean air channel
- 3 Kohlenstaubkanal = Coal dust channel
- 4 Äußerer Reinsluftkanal = Outer clean air channel
- 5 Verstellvorrichtung, äußerer Reinsluftkanal = Adjustment device, outer clean air channel
- 6 Verstellvorrichtung, Kohlenstaubkanal = Adjustment device, coal dust channel

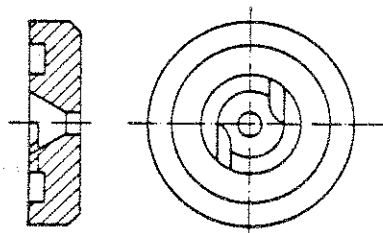
Fig. 19.21.a. Pillard-Dreikanal-Kohlenstaubbrenner

Mit den Verstellvorrichtungen (5, 6, 7) können die Geschwindigkeiten der eingesetzten Luftströme stufenlos verstellt werden. Die Klappen (9, 10) dienen der Einstellung der Reinsluftvolumenströme.

19.23. Heizöl-Brenner

Für den Betrieb des Drehofens mit Heizöl sind folgende Heizöl-Brenner bzw. Heizöl-Zerstäuberdüsen in Anwendung:

19.23.1. Der Druckölzerstäuber; bei konstanter Düsenöffnung wird der Öldurchsatz durch Änderung des Druckes reguliert.



- 7 Verstellvorrichtung, innerer Reinsluftkanal = Adjustment device, internal clean air channel
- 8 Düsenstock für flüssige oder gasförmige Brennstoffe = Nozzle pipes for liquid or gaseous fuels
- 9 Verstellvorrichtung, Volumenstrom innerer Reinsluftkanal = Adjustment device, volume of internal clean air channel
- 10 Verstellvorrichtung, Volumenstrom äußerer Reinsluftkanal = Adjustment device, volume of external clean air channel

Fig. 19.21.a. Pillard three channel coal dust burner

The velocities of the applied air streams can be stepless regulated using the adjustment devices (5, 6, 7). The throttle valves (9, 10) are for regulation of the clean air streams.

19.23. Fuel oil burner

For fuel oil operated rotary kilns, the following oil burner or oil atomizer nozzles are in use:

19.23.1. The pressure oil atomizer; at fixed orifice, the oil throughput is controlled by variable pressure.

Fig. 19.22. Düsenplatte einer Druckölzerstäuberdüse

Fig. 19.22. Nozzle plate of a pressure oil atomizer nozzle

In Fig. 19.22. ist die Düse eines Druckölzerstäubers schematisch dargestellt. Die Düsenplatte ist mit Tangentialschlitz versehen, die dem Öl einen Drall erteilen. Der Druck des Heizöles wird in kinetische Energie verwandelt. Will man z. B. den Öldurchsatz auf ein Drittel herabsetzen, so muß der Druck auf ein Neuntel verringert werden. Für Heizöl Nr. 6 (entsprechend Heizöl „S“ gemäß DIN 51603/1963) ist ein Öldruck von 10 atü für die Zerstäubung nicht mehr ausreichend. Der Betriebsdruck von Druckölzerstäubern liegt bei etwa 90 atü, bei 110 °C. Der Bereich der Regelung ist begrenzt und beträgt etwa 1 : 3. Niedrige oder hohe Brennerleistung kann nur durch Austausch der Düsen erreicht werden. Für hohen Durchsatz von etwa 200 kg Heizöl pro Minute und darüber werden Mehrfachdüsen, wie in Fig. 19.23. dargestellt, verwendet [193].

Fig. 19.22. shows the scheme of a pressure oil atomizer. The nozzle plate is furnished with tangential slots, which gives the oil a rotating movement. The pressure of the fuel oil is converted into kinetic energy. If e.g. the oil throughput has to be lowered to one third, then the pressure should be decreased to one ninth. For fuel oil N° 6 (corresponding to fuel oil "S" according to German Standards DIN 51603/1963), an oil pressure of 142 psig is not sufficient for atomization. The operating pressure of pressure oil atomizers is about 1300 psig at 110 °C. The range of regulation is limited to a ratio of about 1 : 3. Low or high burner capacity can only be achieved by replacing the nozzles. For a high throughput of about 200 kg of fuel oil and more, multiple-tip nozzles as shown in Fig. 19.23. are employed [193].

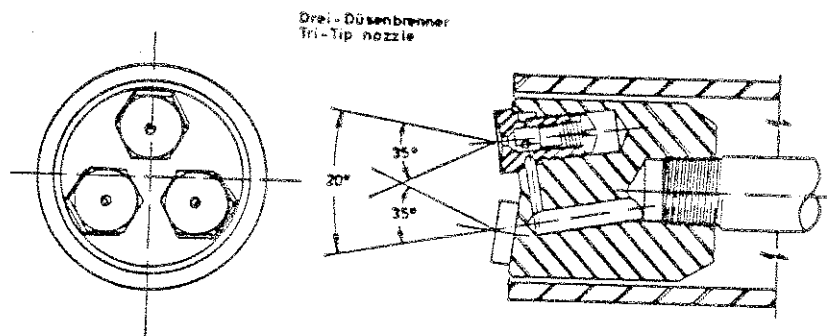


Fig. 19.23. Drei-Düsenbrenner für höheren Heizöl-Durchsatz

Fig. 19.23. Tri-Tip nozzle for higher fuel oil throughput

19.2.3.2 Eine andere Art der Druckölzerstäubung ist die mit veränderlicher Düsenöffnung bei gleichbleibendem Druck. Ein im Düseneinlauf zentral gelagerter und horizontal verschiebbarer Kern verkleinert oder vergrößert die Düsenöffnung und dadurch die in den Ofen eingespritzte Ölmenge. Der Betriebsdruck beträgt etwa 20 atü. Auch hier ist der Regelbereich begrenzt.

19.2.3.2 Another type of pressure oil atomization is that with variable orifice and constant pressure. A horizontally displaceable core located centrally inside the nozzle inlet, reduces or increases the nozzle orifice, and by that the fuel oil quantity injected into the kiln. The operating pressure is about 285 psig. Also here, the range of regulation is limited.

Von der Schwierigkeit des beengten Regelbereiches bei Druckölzerstäubern ausgehend, hat die Firma Pillard Ölfeuerung GmbH einen speziellen, in weiten Grenzen regelbaren Druckölzerstäuber entwickelt (Typ MY). Dieser Zerstäuber bietet den Vorteil, im Anfahrbetrieb einen der beiden Vorläufe als Rücklauf zu schalten, so daß auch bei größten Anlagen das Hochfahren des Ofens aus dem kalten Zustand mit der regulären Betriebsbestückung vorgenommen werden kann [174d].

Realizing the difficulties of the narrow control range at pressure oil atomization, the Pillard Oil Firing Co., W. Germany, developed a special oil atomizer, which is controllable within a very wide range (type MY). With this atomizer it is possible during start-up operations, to switch one of the two oil supply lines to the oil return line. With this circuit even the largest kiln units can be started from the cold state up to normal operation, applying the regular burner operating devices [174d].

19.2.3.3. Öl-Rücklaufbrenner

Mit dieser Brennerdüse kann ein Regelverhältnis von etwa 1 : 8 erreicht werden; dies ist ausreichend, um den kalten Drehofen anzufahren und auf Normalbetrieb zu bringen.

19.2.3.3. Oil return burner

This burner nozzle allows for an adjustment with a turndown ratio of about 1 : 8; this is sufficient to start-up the cold rotary kiln and for heating up to normal operation.

Der Rücklaufbrenner ist in Fig. 19.24. schematisch dargestellt. Das Heizöl gelangt durch den Mantelraum und durch die Tangentialschlitze in die Wirbelkammer, wo es in Drallbewegung versetzt und durch die Düsenöffnung in den Ofen gespritzt wird. Es wird jedoch nur ein Teil des Heizöles durch die Düsenöffnung gespritzt, der übrige Teil wird durch das Zen-

Fig. 19.24. shows a schematic of the oil return burner. The fuel oil comes through the tubular shell and through the tangential slots into the turbulence chamber; here, after getting into strong rotation, the oil is injected through the nozzle into the kiln. However, only one part of the fuel oil is injected through the nozzle orifice; the remaining part returns as oil

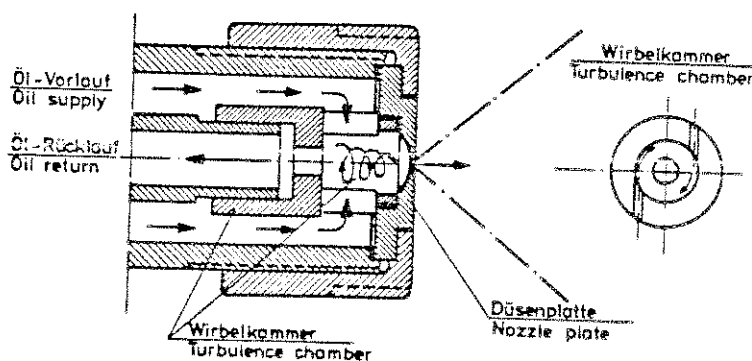


Fig. 19.24. Öl-Rücklaufbrenner für Heizöl

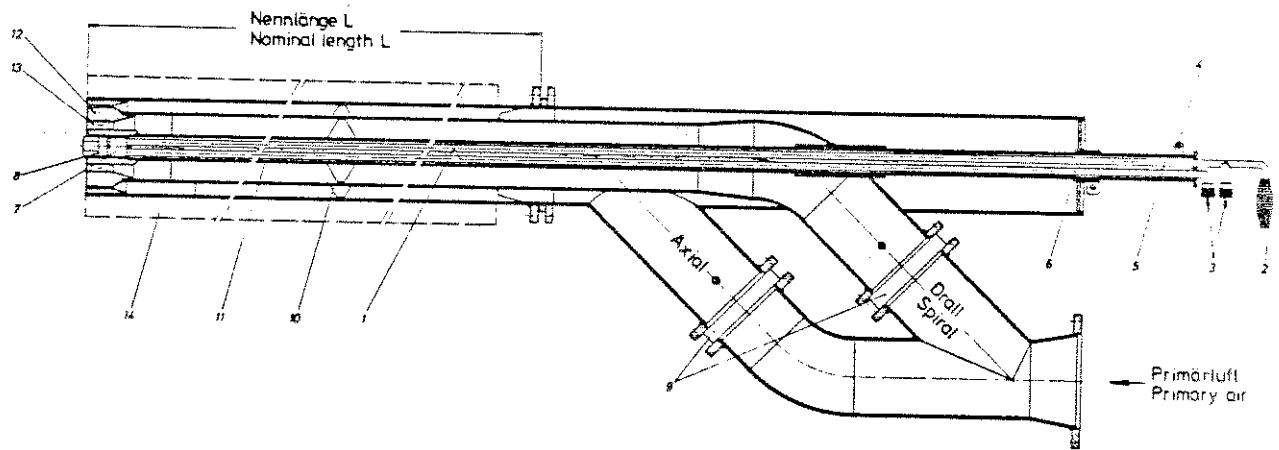
Fig. 19.24. Oil return burner for fuel oil

tralrohr als Ölrücklauf in den Vorratstank zurückgeführt. Die Mengenaufteilung in Ölvorlauf und Ölrücklauf geschieht durch ein Regelventil in der Rücklaufleitung. Die erforderliche Pumpenleistung für dieses System muß um 30–50 % über dem maximalen Düsendurchsatz liegen. Der Betriebsdruck liegt zwischen 20 und 40 atü.

19.2.3.4. Der Pillard Zweikanal-Brenner

Die Entwicklung der Drehofen-Luftzuführungsdüsen für Ölbrenner verläuft eindeutig zugunsten des Zweikanalbrenners. Den derzeitigen Stand der Entwicklung auf diesem Gebiet stellt der Pillard-Brenner, Typ VR, dar.

In der Luftzuführungsdüse Typ VR wird die Primärluft in zwei konzentrischen Kanälen zugeführt. Ein Drallkörper, der sich am Ausgang des inneren Kanals befindet, erteilt dem inneren Primärluftstrom eine schnelle Wirbelbewegung. Der äußere Primärluftstrahl hat einen axialen Auslauf. Die Regelung der Mischung dieser beiden Luftkomponenten ermöglicht eine weitreichende Änderung der Flammenform. Während des Drehofenbetriebes ermöglichen Drosselklappen die Verteilung der Primärluft, je nach Bedarf auf den einen oder den anderen Kanal. Die äußere Primärluft erfüllt auch die Aufgabe der Kühlung des Außenmantels der Brennerdüse. Außerdem ist das Außenrohr der Brennerdüse gegen Überhitzung, üblicherweise durch eine feuerfeste Ummantelung, geschützt (siehe Fig. 19.25) [174d].



- 1 Düsenstock = Nozzle piping
- 2 Gummihandgriff = Burner handle
- 3 Schnellverschlußnippel = Fast closing nipple
- 4 Düsenstock-Arretierung = Stop lever
- 5 Primärluftvorlauf = Primary fuel supply
- 6 Sekundärluftvorlauf = Secondary fuel supply
- 7 Brennerkopf = Burner head

Fig. 19.25. Pillard Zweikanal-Brenner, Typ VR

19.2.3.5. Ultraschall-Brenner

Der sogenannte Ultraschall-Brenner ermöglicht die Formgebung der Heizölflamme in weiten Grenzen [194]. Schallwellen, die in akustischen Düsen mit Druckluft oder Dampf von 6 atü hervorgerufen werden, zerstäuben das Heizöl zu gleichgroßen Teilchen

reflux through the central pipe into the storage tank. The quantitative division of the oil into oil supply and reflux is done by a control valve in the oil return line. The required pump capacity should be 30–50 % above the maximum nozzle throughput. The operating pressure is in the range from 285 to 570 psig.

19.2.3.4. The Pillard two-channel burner

As to the air supply nozzles for rotary kiln fuel oil burners, the present development tends clearly towards the two-channel burner. The present state of the development is shown by the Pillard burner type VR.

In the air supply nozzle type VR, the primary air is supplied in two concentric channels. A whirling device is located at the exit of the inner channel, which gives the internal air a rapid whirl. The external primary air is discharged axially. Adjustment of the mixing of the two components allows for wide variation in the shape of the flame. Throttle valves distribute the primary air as required, during kiln operation, to either channel. The external primary air also serves the purpose of cooling the outer casing of the air nozzle. Besides, the outer casing of the air supply nozzle is usually protected from overheating by a refractory insulation (see Fig. 19.25.) [174d].

- 8 Brennerkopfmutter = Burner head nut
- 9 Drosselklappe = Throttle
- 10 Zentrierrippen = Centering ribs
- 11 Mantelrohr = Jacket tube
- 12 Luftkegel = Air cone
- 13 Luftdrallkörper = Air whirling device
- 14 Feuerfeste Ummantelung = Refractory insulation

Fig. 19.25. Pillard two-channel burner, type VR

19.2.3.5. Ultrasonic burner

The so-called Ultrasonic burner [194] provides the means for shaping the fuel oil flame in wider limits. Acoustic nozzles using sound waves generated by either compressed air or steam at 90 psi, atomize the fuel oil to uniform particles of any desired size, with



Fig. 19.26. Flammenformen gebildet mit akustischen Brennerdüsen



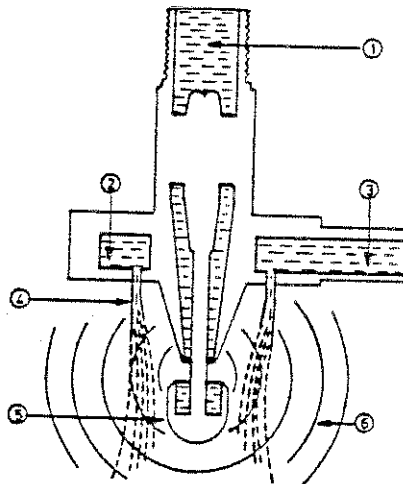
Fig. 19.26. Flame patterns formed by acoustic nozzle

von jeder gewünschten Größe, mit der Möglichkeit, eine Vielfalt von Flammenformen zu bilden. Fig. 19.26. zeigt zwei mit der akustischen Brennerdüse gebildete extreme Flammenformen.

the possibility to produce a wide variety of flame patterns. Fig. 19.26. shows two extreme flame patterns, formed with the acoustic burner nozzle.

Die akustische Brennerdüse besteht aus einer Überschall-Gasdüse, einem Resonator und einer Heizöldüse. In Fig. 19.27. ist dieser Brenner schematisch dargestellt.

The acoustic nozzle consists of a supersonic gas nozzle, a resonator and a fuel nozzle. Fig. 19.27. shows a schematic of this burner.



- 1 Druckluft = Compressed air
- 2 Heizölverteilungskanal = Fuel oil distribution channel
- 3 Heizölzufuhr = Fuel oil inlet
- 4 Heizölfaden = Oil filament
- 5 Resonator = Resonator
- 6 Sphärische Schallwellen, die das Heizöl in gleichgroße Tropfen aufspalten = Sonic spherical waves chop fuel oil into regular droplets

Fig. 19.27. Schema einer akustischen Brennerdüse

Fig. 19.27. Schematic of an acoustic nozzle

Je nach Brennermodell vibriert der Resonator mit 10,000–20,000 Hz und erzeugt so einen Ölnebel mit einer Teilchengröße von etwa 5 μm . Der Regelbereich beträgt 1 : 15. Störend wirkt hier der Geräuschpegel. Die Ofenmannschaft muß Schallschutz-Ohrenklappen tragen. Dieser Brenner ist in Wirklichkeit kein Ultraschallbrenner. Die Ultraschallfrequenz liegt oberhalb 30,000 Hz, d. i. außerhalb der Hörgrenze.

Depending on the burner model, the resonator vibrates with 10,000–20,000 Hz, thus creating an oil mist with oil particles of 5 micron diameter. The range of flow control is 1 : 15. Here the noise level might be a problem, since kiln operators are required to wear protective ear muffs. Actually, this is not an ultrasonic operation. To be ultrasonic, the frequency of vibration must be above 30,000 Hz, i.e. beyond the limit of audibility.

19.2.4. Erdgasbrenner

Der am meisten in Amerika verwendete Erdgasbrenner ist die einfache Brennerlanze mit nur einem Kanal für das Gas ohne Verwendung von Primärluft, die im Drehofen für die Verbrennung dieses Brennstoffes nicht notwendig bzw. erforderlich ist.

19.2.4. Burner for natural gas

The most common burner for natural gas in the U.S.-cement industry is the plain burner pipe with only one channel for the gas, without the use of primary air, which is not required for the combustion of this fuel in the rotary kiln.

Die hohe Düsenaustrittsgeschwindigkeit des Erdgases von 300–400 m/sec bewirkt ein intensives Ansaugen der heißen Luft aus dem Klinkerkühler und eine sofortige und intensive Mischung mit dem Gas, was die Primärluft überflüssig macht. Man spart

The high nozzle outlet velocity of the natural gas of 300–400 m/sec causes an intensive intake of the hot air from the clinker cooler and an instant thorough mixing with the gas which makes the use of primary air redundant. Consequently, the investment as well

dadurch die Anschaffungs- und Betriebskosten für den Primärluftventilator. Gleichzeitig vermeidet man Wärmeverluste durch Aufheizen der kalten Primärluft. Man erreicht dadurch vollkommene Verbrennung des Gases ohne aufwendigen Luftüberschuß. Die Zündung der Flamme erfolgt etwa 50 cm vom Düsenrand.

Bei dem in Fig. 19.28. schematisch dargestellten Gasbrenner wird die Länge der Flamme sowie die Gasaustrittsgeschwindigkeit aus der Düse durch Verschiebung des Kernes in der Düse, also durch Veränderung des Austrittsquerschnittes reguliert. Auch die Form des Düsenkernes beeinflusst die Flammenform. Der hier gezeigte längliche Düsenkern mit abgerundeten Kanten liefert eine mehr langgestreckte Flamme. Kürzere Düsenkerne mit scharf ausgebildeten Kanten liefern turbulente, breitwinkelige und daher kurze Flammen.



Fig. 19.28. Erdgasbrenner mit verschiebbarem Düsenkern

Fig. 19.28. Burner for natural gas with displaceable nozzle core

Der in Fig. 19.29. gezeigte Düsenkern ist mit gekrümmten Leitblechen versehen, um dem austretenden Gasstrom einen Drall zu verleihen und um auf diese Weise die Flamme noch mehr zu verkürzen. In diesem Brenner sind Düsenkern und Leitbleche unabhängig voneinander verschiebbar. Düsenöffnungen von etwa 70–120 mm Durchmesser sind in Gebrauch, deren Querschnitt mit Hilfe der Düsenkerne reguliert wird. Es wird mit einem Gasdruck von 2,5 atü gearbeitet [174a].

Die Firma *Pillard, Ölfeuerung GmbH* berichtet über gute Ergebnisse mit dem neu entwickelten Erdgasbrenner-System VR-G. Bei diesem Brenner wird der Gasstrom auf mindestens zwei voneinander unabhängig einstellbare Komponenten aufgeteilt. Mit diesem System wird der Forderung nach einer optimalen Anpassung der Wärmedarbietung an den Bedarf des verfahrenstechnischen Prozesses der Drehofenanlage Rechnung getragen [174d].

19.3. Aufbereitungsverfahren des Brenngutes für Drehöfen

Man unterscheidet zwei grundlegende Aufbereitungsverfahren für das Ofengut:

- a. Das Naßverfahren, bei welchem ein Rohschlamm mit etwa 18–45 % Wassergehalt durch Aufschlämmen, Naßvermahlung oder deren Kombination hergestellt wird.

as the operating costs of the primary air fan can be saved. Simultaneously, heat expenditures required for heating of the primary air can be avoided. Thus, complete combustion of the gas can be attained without expensive excess air. The ignition of the flame starts about 50 cm from the rim of the nozzle.

At the gas burner which is schematically shown in Fig. 19.28. the flame length as well as the exit velocity of the gas from the nozzle are controlled by displacement of the core inside the nozzle, thereby varying the cross-section of the nozzle's orifice. Also the contour of the core is of importance of the shape of the flame. The elongated nozzle core with rounded edges as shown in the picture forms a flame which is more elongated. Shorter nozzle cores with sharp formed edges, result in turbulent wide-angular, and thus, short flames.

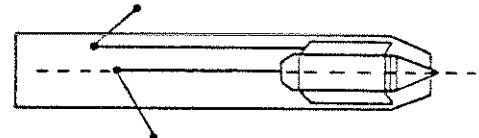


Fig. 19.29. Erdgasbrenner mit Düsenkern und Leitblechen

Fig. 19.29. Burner for natural gas with nozzle core and deflectors

The nozzle core shown in Fig. 19.29. is furnished with curved deflectors, to give the emerging gas-stream a twist with the aim of further shortening the flame in this way. In this burner, the nozzle core and the deflectors are displaceable independently of each other. Nozzle orifices with diameters from about 70–120 mm are in use with cores to control the cross-section. The operating gas pressure is 35 psig [174a].

The *Pillard Oil Firing Co., W. Germany*, reports good results with the newly developed natural gas burner system VR-G. In this burner, the gas stream is divided into at least two components, which are adjustable independently of each other. This system satisfies the demand for an optimum adaptation of the heat supply to the process requirements of the rotary kiln arrangement [174d].

19.3. Feed preparation methods for rotary kilns

Two fundamental methods are known for the preparation of the feed for rotary kilns:

- a. The wet process; slurry with a water content of approximately 18–45 % is prepared in washmills, by wet grinding, or by a combination of both procedures.

Die Naßaufbereitung ist notwendig, wenn die physikalischen Eigenschaften der Rohmaterialkomponenten (plastischer Ton, Kreide mit hohem Feuchtigkeitsgehalt usw.) eine trockene Aufbereitung nicht zulassen.

- b. Das Trockenverfahren, bei welchem die Roh-Komponenten zu trockenem Rohmehl aufbereitet werden.

Nach den Aufbereitungsverfahren unter a. und b. unterscheidet man folgende Drehofen-Brennverfahren:

a. Naßaufbereitung

1. Der lange Naßdrehofen mit Wärmetauschereinbauten wie Ketten, Zellen und Rieselvorrichtungen.
2. Der kurze Naßdrehofen ohne Einbauten mit vorgeschaltetem Wärmetauscher zum teilweisen Trocknen des Rohschlammes. Diese Wärmetauscher sind bekannt geworden unter den Bezeichnungen „Schlamm-trockner“, „Konzentrator“ und „Kalzinator“.
3. Der mittellange Naßdrehofen mit mechanischer Vorentwässerung des Rohschlammes in Saug- und Druckfiltern. Zur Zerkleinerung und Resttrocknung des dem Drehofen aufgegebenen Filterkuchens mit 15–20 % Feuchte hat der Ofen eine kurze Kettenzone.
4. Der kurze Naßdrehofen ohne Einbauten mit mechanischer Vorentwässerung des Rohschlammes. Der dadurch entstehende Filterkuchen wird zu Formlingen weiterverarbeitet. Diese werden einem Vorwärmer aufgegeben, z. B. einem Schachtvorwärmer (Davis-Vorwärmer) oder einem Wärmetauscherrost (Polysius-Lepolrost).

b. Trockenaufbereitung

1. Der lange Trockendrehofen ohne Einbauten.
2. Der lange Trockendrehofen mit inneren Wärmetauschereinbauten wie Ketten, keramischen Brücken usw.
3. Der kurze Trockendrehofen mit vorgeschalteten Wärmetauschern wie Schwebegas-Wärmetauschern oder Lepol-Rost.
4. Der Trockendrehofen mit Abhitze-kessel.

19.3.1. Vergleich zwischen Trocken- und Naßverfahren

Der grundlegende Vorteil des Trockenverfahrens gegenüber dem Naßverfahren ist der niedrige spezifische Wärmebedarf für den Klinkerbrand.

Ist für ein neues Projekt die eine oder die andere Methode zu wählen, dann ist zu beachten, daß es hierfür keine allgemein gültige Regel gibt, und zwar in Ermangelung einer einheitlichen Methode für eine

If the physical properties of the raw material components (plastic clay, chalk with high moisture content, etc.) do not allow an economical preparation of dry raw mix, the application of the wet process is indispensable.

- b. The dry process, where the dry state of the raw material components is exploited to prepare the raw mix.

According to the preparation processes quoted under items a. and b., the following rotary kiln burning processes are applied:

a. Wet process

1. The long wet process rotary kiln with internal heat exchangers such as chains, segments or other arrangements.
2. The short wet process rotary kiln without internal installations, working in conjunction with a heat exchanger for partial drying of the slurry. These heat exchangers are known under the terms "slurry dryer", "concentrator" and "calcinator".
3. The medium long wet process rotary kiln with preliminary mechanical dewatering of the slurry by suction or pressure filters. For disintegration and final drying of the filter cake fed into the rotary kiln with a moisture content of 15–20 %, the kiln is furnished with a short chain section.
4. The short wet process rotary kiln without internal installations with mechanical preliminary dewatering of the slurry. The resulting filter cake is then processed to nodules. These are fed into a preheater, e.g. a shaft type preheater (Davis preheater), or to a heat exchanger grate (Polysius-Lepol grate).

b. Dry process

1. The long dry process rotary kiln without internal installation.
2. The long dry process rotary kiln with internal heat exchangers, such as chains, refractory bridges, etc.
3. The short dry process rotary kiln working in conjunction with preheaters, such as suspension preheaters or Lepol grate.
4. The dry process rotary kiln with waste heat boiler.

19.3.1. Comparison between dry and wet process

The basic advantage of the dry production method over the wet process, is the lower specific heat consumption for clinker burning.

When deciding which production method to select for a new project, it should be realized that there is no general valid rule, because of the absence of a uniform method for a comparable appraisal of the effec-

vergleichende Bewertung beider Produktionsmethoden. Es ist daher nicht möglich, eindeutig die Überlegenheit der einen oder der anderen Methode zu beweisen.

Sowjetische Fachleute haben für diesen Zweck eine Formel entwickelt, die aussagen soll, in welchem Falle Naß- oder Trockenverfahren wirtschaftlich anzuwenden ist. Die in dieser Formel benutzten Faktoren basieren jedoch auf Verrechnungspreisen der sozialistischen Planwirtschaft und sind daher in der Sphäre der Konkurrenzwirtschaft nicht anwendbar [195].

Früher war man der Ansicht, daß Naßofen-Klinker, wegen der besseren Homogenisierung der Rohstoffkomponenten im Rohschlamm, eine bessere und gleichmäßigere Qualität besitzt. Jedoch ermöglichen Homogenisierereinrichtungen und -methoden, die gegenwärtig den höchsten Ansprüchen gewachsen sind, die Herstellung von trockenem Rohmehl mit demselben Gleichförmigkeitsgrad wie im Naßverfahren hergestellter Rohschlamm. In der Qualität des Klinkers besteht kein Unterschied.

Sowjetische Experten behaupten jedoch, daß in der Trocknungszone des Naßdrehofens nicht nur der physikalische Prozeß der Wasserverdampfung, sondern auch eine Schwächung der Bindungen im Kristallgitter stattfindet. Dies führt im späteren Brennprozeß zu einer beschleunigten Klinkerbildung. Dies, so wird behauptet, kann als Ursache angesehen werden dafür, daß die Qualität der im Naßverfahren hergestellten Zemente manchmal die der trocken hergestellten Zemente übertrifft [196].

Die Dosierung von trockenen Rohmaterialkomponenten zur erforderlichen Zusammensetzung ist bedeutend leichter als die von feuchten, nassen oder plastischen Rohmaterialkomponenten [197]. Es ist bekannt, daß Naßmahlung mit niedrigeren Mahlkosten verbunden ist. Wird dasselbe Material zu derselben Feinheit gemahlen, so verbraucht Trockenmahlung etwa 30 % mehr Energie als Naßmahlung. Dieser Vorteil wird jedoch durch den Umstand ausgeglichen, daß beim Trockenverfahren der Verschleiß an Panzerplatten und Mahlkörpern nur 30–40 % des Verschleißes bei Naßmahlung beträgt. Auf diese Weise gleicht der höhere Stahlverschleiß beim Naßmahlen den höheren Energieverbrauch der Trockenmahlung aus.

Eine nach dem Naßverfahren arbeitende Zementfabrik benötigt rund 20 % mehr Schlammstillraum im Vergleich zum Rohmehlsiloraum einer gleichwertigen, nach dem Trockenverfahren arbeitenden Zementfabrik [198, 199].

Eine herkömmliche Wärmeverbrauchszahl für das Naßverfahren ist 1300 kcal/kg Klinker, während der Wärmeverbrauch für einen Trockenprozeß-Wärmetauscherofen mit rund 800 kcal/kg Klinker angenommen werden kann; die Differenz beträgt 500 kcal/kg Klinker zu Gunsten des Trockenverfahrens.

tiveness of both production methods, and consequently the impossibility of proving unequivocally the superiority of one over the other method.

For this purpose, Soviet experts developed a formula which tells in what case the wet or dry process can be economically applied. However, the factors used in this formula are based on charge prices of the socialist planned economy, and are therefore not applicable in the domain of the competitive economy [195].

Previously, clinker produced by the wet method was considered to be of higher quality and uniformity, because of the better homogenization of the raw components in the state of slurry. Now, highly sophisticated pneumatic homogenizing machinery and methods for dry raw mix, allow the preparation of the raw mix with the same degree of uniformity as raw mix prepared by the wet method. There is no difference in the quality of the clinker.

However, Soviet experts claim that in the drying section of the wet process kiln, besides the physical process of water vaporization, there also occurs a weakening in the bond of the crystal lattice. This results in an accelerated clinker of the crystal lattice. This results in an accelerated clinker formation during the burning process. It is said that this is the reason why sometimes the quality of wet process cements is superior to that of dry process cements [196].

Proportioning of dry raw material components to the required composition is much easier than proportioning of moist, wet or plastic raw material components [197]. It is known that grinding of slurry requires a lower grinding cost. When grinding the same material to the same fineness, dry grinding requires approximately 30 % more energy than wet grinding. However, this advantage is neutralized by the fact that the dry grinding wear rate of mill liners and grinding media is only 30–40 % of the wet grinding wear rate. Thus the higher wet grinding wear rate offsets the cost of higher energy consumption of dry grinding of the raw mix.

A wet process cement plant requires about 20 % more silo volume for slurry storage, compared to the raw mix silo volume of a dry process cement plant with equal capacity [198, 199].

A conventional heat consumption figure for the wet production process is 1300 kcal/kg of clinker, whereas the heat consumption figure for the dry process suspension preheater kiln is roughly 800 kcal/kg the difference is 500 kcal/kg in favor of the dry process.

19.3. Aufbereitungsverfahren des Brenngutes für Drehöfen

Das Volumen der Ofenabgase pro Tonne Klinker beträgt beim Trockenprozeß

$$\frac{800 \text{ kcal} \times 1000 \text{ kg}}{9000 \text{ kcal}} = 89 \text{ m}^3 \text{ Erdgas} \times 12 = 1068 \text{ Nm}^3$$

Verbrennungsgase plus 283 Nm³ Kohlendioxyd aus dem Rohmehl, also zusammen 1351 Nm³/t.

Das Gasvolumen für das Naßverfahren beträgt

$$\frac{1300 \text{ kcal} \times 1000 \text{ kg}}{9000 \text{ kcal}} = 144 \text{ m}^3 \text{ Erdgas} \times 12 =$$

1733 Nm³ Verbrennungsgase, plus 283 Nm³ Kohlendioxyd aus dem Rohmehl, plus 844 kg Wasser im

$$\text{Schlamm; } \frac{844 \times 22.4}{18} = 1050 \text{ Nm}^3 \text{ Wasserdampf. Das}$$

Volumen der Ofenabgase beträgt zusammen 3066 Nm³, also um 3066 - 1351 = 1715 Nm³/t Klinker mehr Abgase als beim Trockenverfahren.

Um z. B. 2000 t Klinker pro Tag zu erzeugen, hat die Rohaufbereitung im Trockenverfahren 2000 × 1.6 = 3200 t/24 h Rohmehl zu bewältigen, während das Gewicht des Wassers im Rohschlamm für dieselbe Klinkerproduktion im Naßverfahren 2000 × 0.844 = 1760 t/24 h mehr beträgt als beim Trockenverfahren. Dies hat einen höheren Energieverbrauch zur Folge.

Neu gebaute Naßdrehöfen, deren Errichtung durch Rohmaterialeigenschaften bedingt ist, sind große Einheiten mit etwa 5 m Durchmesser und 160–200 m Länge. Diese Öfen sind mit Wärmetauscherketten in einer Preislage von etwa 100,000.- Dollar ausgestattet. Mit Ofenkettten muß man vorsichtig umgehen, besonders bei Stilllegung des Ofens sowie bei Energieausfall.

Trockendrehöfen mit höheren Leistungen, die mit Rohmehlvorwärmern gekoppelt sind, weisen, je nach Leistung, Größen von etwa 4 × 60 bis 5 × 80 m auf. Allgemein kann gesagt werden, daß der Preis eines kurzen Drehofens mit Wärmetauscher etwa dem eines mit Ketten ausgestatteten langen Naßdrehofens gleichkommt.

Gegenwärtig ist das Trockenverfahren das wirtschaftlichste. Sind jedoch leicht schlämbare plastische Kreide und Ton mit etwa 15–20 % Feuchtigkeit vorhanden, für die nur wenig Mahlarbeit aufzuwenden ist, dann kann das Naßverfahren zur Anwendung kommen.

Von der Gesamt-Zementproduktion der Vereinigten Staaten wird ein Anteil von 54 % (1983) [141a] im Trockenverfahren erzeugt. Die Anzahl der im Trockenverfahren arbeitenden Anlagen steigt. In Mexiko werden 97 % des Zementes trocken erzeugt; in Japan beträgt die entsprechende Zahl 65 %. In der Bundesrepublik kommen 92 % des Zementes aus Anlagen mit Trockenverfahren; von 1952 bis jetzt ist die Anzahl der Naß-Anlagen um 18 % gefallen. Die Sowjet-Union, traditionell das Land des Zement-Naßverfahrens mit 88 % Naßverfahrens-Anlagen, begann unlängst ein Langzeitprogramm für die Umstellung auf das Trockenverfahren.

19.3. Feed preparation methods for rotary kilns

The volume of the kiln exit gases per ton of clinker in the dry production process is 89 m³ nat. gas × 12 = 1068 st.m³ combustion gases plus 283 st.m³ carbon dioxide from raw mix, thus a total of 1351 st.m³ per ton.

The gas volume for the wet production process is $\frac{1300 \text{ kcal} \times 1000 \text{ kg}}{9000 \text{ kcal}} = 144 \text{ m}^3 \text{ nat. gas} \times 12 =$

1733 st.m³ combustion gases plus 283 st.m³ carbon dioxide from raw mix plus 844 kg water in the

$$\text{slurry; } \frac{844 \times 22.4}{18} = 1050 \text{ st.m}^3 \text{ water vapor from}$$

slurry. The total volume of kiln exit gases for the wet process is 3066 st.m³; thus 3066 - 1351 = 1715 st.m³/t of clinker more than at the dry process.

To produce e.g. 2000 mt/24 h of clinker, the raw material department of the dry process cement plant must handle 2000 × 1.6 = 3200 t/24 h of cement raw mix, whereas in a wet process cement plant the weight of the water in the slurry is 2000 × 0.844 = 1760 t/24 h more than in a dry process cement plant. This results in higher energy consumption.

Presently erected wet process rotary kilns whose design is influenced by raw material properties, are large units with approximate sizes of 5 m diameter and 160–200 m length. These kilns are equipped with expensive chain sections in the price range of \$ 100,000.- Chains are difficult to handle, especially during kiln shut down operations and power black-outs.

The sizes of larger capacity dry process kilns, working in conjunction with raw mix suspension preheaters, vary from approximately 4 × 60 m to 5 × 80 m depending on production capacity. Generally, it can be said that for the same production capacity, the price of a short dry process rotary kiln with suspension preheater is the same as the price of a long wet rotary kiln with internal heat exchangers.

Presently, the dry cement production method is the most economical one. Of course, if there are basic raw material components consisting of high plastic chalk and clay with about 15–20 % natural moisture, easy to suspend in wash-mills, and if only low grinding energy is required, the wet process may be adopted.

In the U.S., 54 % (1983) [141a] of the total cement production is by the dry method. The number of dry process cement plants is increasing. In Mexico, 97 % of the cement output is produced dry; in Japan, the corresponding figure is 65 %. In the Federal Republic of Germany, 92 % of the cement production comes from dry process cement plants; from 1952 to the present time, the number of wet process cement plants dropped by 18 %. The Soviet Union, traditionally the country of wet process manufacturing, with 88 % wet process cement plants, recently started a long range program for conversion to the dry production process.

19. Der Drehofen

19.3.2. Drehofenleistung

Die Vielfalt der Drehofensysteme, Brennverfahren und Einflußfaktoren sowie Schwierigkeiten bei der Berechnung des Wärmeüberganges erschweren die Aufstellung von Leistungsformeln. Vielmehr werden für praktische Zwecke für jede Art von Drehöfen auf Grund statistischer Daten gesonderte Leistungszahlen ermittelt, die als Richtwerte gelten können.

Formeln zur Berechnung der Drehofenleistung wie die von

Eckel [200]
Meade [200]
 PCA (Portland Cement Association) [200]
Coulson [200]
Zollinghofer [39]

basieren auf Ofenabmessungen.

Die Formel von *Martin* [201] berücksichtigt thermodynamische Verhältnisse im Drehofen; diese Formel lautet:

$$Q = 2826 \cdot \frac{v}{V_g} \cdot D^2$$

In der Formel bedeuten:

Ofendurchsatz, t/h
 Gasgeschwindigkeit am Ofenauslauf, m/sec.
 Spez. Gasvolumen, m³/kg Klinker
 Lichter Ofendurchmesser, m

Notation:
 = Q = Kiln capacity, t/h (metric)
 = v = Gas velocity in the gas discharge end, m/sec.
 = V_g = Spec. gas volume, m³/kg clinker
 = D = Kiln diameter on bricks, m

Die Ofenleistungsformeln sind nur beschränkt anwendbar, da sie bloß einen Bruchteil der die Drehofenleistung beeinflussenden Faktoren berücksichtigen.

Chodorow [202] entwickelte eine Drehofen-Leistungsformel für Naßöfen, die vom Sowjetischen Institut der Zementindustrie für Produktions-Planungsberechnungen akzeptiert wurde. Diese Formel lautet:

$$Q = \frac{D \cdot L \left[45 + K \left(\frac{D}{L} - 0.02 \right) \right]}{1000 \left[1 + \frac{(W - 40) \cdot 1.6}{100} \right]}$$

Es bedeuten:

Drehofenleistung, t/h
 Mittlerer lichter Ofendurchmesser, m
 Länge des Drehofens, m
 Wassergehalt des Schlammes, %
 Koeffizient für die Charakteristik des Drehofens

Notation:
 = Q = Rotary kiln capacity, t/h (metric)
 = D = Mean kiln diameter on bricks, m
 = L = Length of rotary kiln, m
 = W = Water content of slurry, %
 = K = Characteristic index of the rotary kiln

Dieser Koeffizient ist in der folgenden Tabelle angegeben.

This index is defined in the following table.

19. The rotary kiln

19.3.2 Rotary kiln capacity

The variety of the rotary kiln systems, burning methods, and influencing factors makes it difficult to establish kiln capacity formulas. For practical purposes of rotary kiln sizing, statistical data for each kiln system are used to derive capacity figures which are applied as indicating factors.

Rotary kiln capacity formulas authored by

are based on geometrical dimensions of the rotary kiln.

Martin's [201] formula considers thermodynamic conditions in the rotary kiln; this formula reads:

Since the kiln capacity formulas take into consideration only a fraction of the factors influencing the rotary kiln's capacity, they have merely limited application.

Chodorow [202] developed a kiln capacity formula for wet process kilns, which was accepted for production planning calculations by the Cement Industry Institute of the Soviet Union. This formula reads:

K-Werte zur Chodorow-Drehöfen-Leistungsformel K-Values to the Chodorow formula for rotary kiln capacity		
Drehöfen-Gruppe Group of rotary kilns	Charakteristik der Öfen Characteristic of kilns	K
1	Kurze bis mittellange Drehöfen ohne oder mit kurzen Ketteneinbauten Short to medium length rotary kilns without or with only a short chain section	350
2	Lange Drehöfen mit einem Verhältnis von L/D = 25–55; lange Kettenzone Long rotary kilns with a L/D-ratio of 25–50; long chain section	1150

Zum Vergleich der Arbeitsweise von Drehöfen können Formeln für die folgenden Kriterien angewendet werden:

1. Die Wärmeleistung des Drehofens; dies ist jene Wärmemenge, die in der Zeiteinheit in der Sinterzone des Drehofens entwickelt werden kann. Die Wärmeleistungsformel (nach Chodorow) lautet:

$$Q = 1.1 \times 10^6 \times D^3 \text{ (kcal/h)}$$

In der Formel bedeuten:

Wärmeleistung des Drehofens, kcal/h

Mittlerer lichter Ofendurchmesser, m

Diese Wärmeleistungsformel gilt für Naß- und Trockenöfen mit einem L/D-Verhältnis ≥ 30 .

2. Die spez. Wärmebelastung des lichten Sinterzonenquerschnittes; dies ist jene Wärmemenge, die durch 1 m² des lichten Sinterzonenquerschnittes während einer Stunde hindurchfließt. Die Wärmebelastungsformel lautet:

$$Q_p = \frac{Q}{F_p} = \frac{1.1 \times 10^6 \times D^3}{0.785 \times D^2} = 1.4 \times 10^6 \times D \text{ (kcal/m}^2 \cdot \text{h)}$$

worin

Lichter Ofenquerschnitt in der Brennzone, m² berechnet als 0.785 D (D = Blechmanteldurchmesser)

Wärmebelastung des Ofenquerschnittes, kcal/m² · h

Die Wärmebelastung des lichten Ofenquerschnittes soll den Wert von

$$3.46 \times 10^6 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}$$

nicht überschreiten. Diese Zahl resultiert aus der Geschwindigkeit der Ofengase in der Brennzone, die für einen wirtschaftlichen Wärmeaustausch zwischen Gas und Material den Wert von 8.6 m/sec nicht überschreiten soll. Naßöfen die mit Schlamm mit hohem Wassergehalt beschickt werden, verbrauchen zur Schlamm-trocknung mehr Wärme; in diesem Falle wird meistens mit höhe-

To compare the operation of rotary kilns, formulas for the following criteria can be applied:

1. The heat capacity of the rotary kiln; this is the quantity of heat per unit of time which can be generated in the burning zone of the rotary kiln. The heat capacity formula (according to Chodorow) reads:

Notation:

Heat capacity of the rotary kiln, kcal/h

Mean inside kiln diameter, m

This heat capacity formula is good for wet and dry process kilns with an L/D-ratio ≥ 30 .

2. The thermal load of the cross-section of the burning zone; this is the quantity of heat which flows during one hour through 1 m² of the cross-section of the kiln's burning zone. The thermal load formula reads:

where

Inside cross-section of the kiln's burning zone, m², calculated as 0.785 D (D = kiln shell diameter)

Thermal load of the kiln's cross-section, kcal/m² · h

The thermal load of the kiln's cross-section should not exceed the value of

This figure results from the gas velocity in the kiln's burning zone; based on an economical heat exchange between gas and material, the gas velocity should not exceed 8.6 m/sec. Wet process kilns fed with slurry containing a high percentage of water, need more heat for slurry drying; in this case more excess air is used for burning, and therefore the gas velocity in the burning zone will

rem Luftüberschuß gebrannt, und deshalb wird die Gasgeschwindigkeit in der Sinterzone den angegebenen Wert von 8.6 m/sec überschreiten und sich dem Werte von 10 m/sec nähern. Hohe Gasgeschwindigkeiten verschlechtern nicht nur die Wärmeübertragung, sondern verursachen auch das Mitreißen großer Staubmengen aus dem Brenngut. Es ist zu beachten, daß die Staubkonzentration im Ofengas mit der 3. Potenz der Gasgeschwindigkeit wächst [203].

3. Wärmebelastung der Sinterzone; damit wird diejenige Wärmemenge bezeichnet, die in einer Stunde pro m^3 Sinterzonenraum erzeugt wird. Hierzu muß die Länge der Sinterzone bekannt sein, die aus Fig. 19.30. entnommen werden kann; die Länge der Sinterzone variiert mit dem spezifischen Wärmeverbrauch für das Klinkerbrennen [204].

exceed the quoted figure of 8.6 m/sec, and will approach a velocity of 10 m/sec. High gas velocities do not only impair the heat transfer, but also cause high carry over of dust from the kiln load. It should be noted that the dust concentration in the kiln gas increases with the third power of the gas velocity [203].

3. The thermal load of the burning zone; this represents that heat quantity which is generated in one hour per cubic meter of burning zone space. For this, the length of the burning zone should be known. This can be inferred from the diagram shown in Fig. 19.30. The length of the burning zone varies with the specific heat consumption for clinker burning [204].

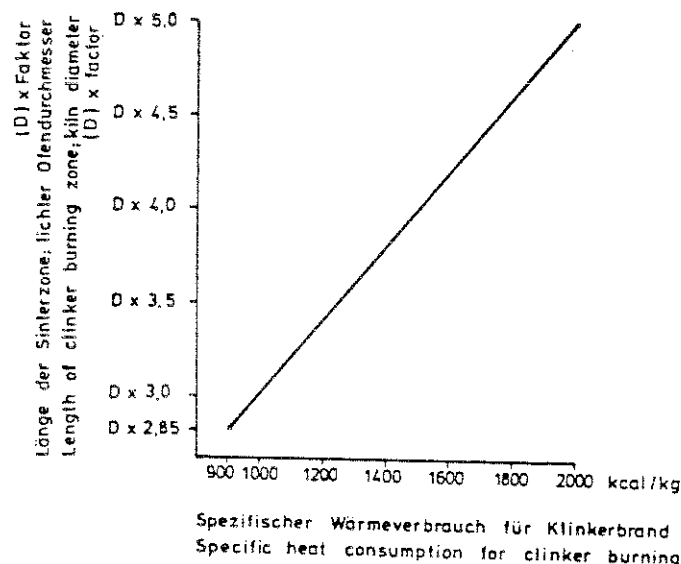


Fig. 19.30. Sinterzonenlänge und spezifischer Wärmeverbrauch

Fig. 19.30. Length of clinker burning zone versus specific heat consumption

Aus praktischer Erfahrung ist bekannt, daß die Wärmebelastung in der Sinterzone etwa $300,000 \text{ kcal/m}^3 \cdot \text{h}$ beträgt. Dies ist ein Orientierungswert, der in den Grenzen von etwa $\pm 10\%$ schwanken kann. Dieser Wert kann als konstante Größe angesehen werden, da Versuche, diese Zahl durch forcierten Ofenbetrieb zu erhöhen, Wärmeverluste durch hohe Abgastemperaturen und hohe Gasgeschwindigkeiten nach sich ziehen und daher nicht zum Ziele führen.

It is known from practical experience that the thermal load in the burning zone amounts to approximately $300,000 \text{ kcal/m}^3 \cdot \text{h}$. This is an orientation figure which can vary by $\pm 10\%$. This value can be considered as an invariable magnitude, since experiments with the aim to increase this figure applying forced kiln operation result in high exit gas temperatures, and high gas velocities, thus missing the goal.

19.3.2.1. Lange Naßdrehöfen — Dimensionen und Leistungszahlen

Tabelle 19.9. enthält Dimensionen und Leistungsangaben langer Naßdrehöfen.

Wie aus der Tabelle ersichtlich, beträgt die spezifische Leistung langer Naßdrehöfen im Mittel $0.526 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$. Das nutzbare Ofenvolumen wurde unter

19.3.2.1. Long wet process rotary kilns — Sizes and capacity figures

Table 19.9. contains sizes and capacity figures for long wet process rotary kilns.

The table demonstrates that the specific capacity figure of long wet process kilns is on the average $0.526 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$. The kiln lining was taken into con-

Tabelle 19.9.

Table 19.9.

Dimensionen und Leistungszahlen langer Naßdrehöfen Sizes and capacities of long wet process rotary kilns					
Anlage Plant	Ofendimensionen Kiln size m ft	Ver- hältnis Ratio $\frac{L}{D}$	Lichtes Ofen- volumen Kiln volume on bricks m^3	Ofenleistung- Klinker Kiln capacity- clinker $t/24\ h$	Spezifische Ofenleistung Specific kiln capacity $t/m^3 \cdot 24\ h$
Dd	6.9 × 6.4 × 7.6 × 231	33 : 1	7519	3400	0.452
Ob	7.0 × 6.25 × 202	31 : 1	5710	3000	0.525
Ln	5.6 × 183	33 : 1	3850	2000	0.519
Ob	4.8 × 5.3 × 165	30 : 1	2800	1500	0.535
Ks	4.55 × 5 × 164	34 : 1	2378	1250	0.525
Pd	4.25 × 4.85 × 160	35 : 1	2112	1250	0.591
Std	4.55 × 4.10 × 4.55 × 152	35 : 1	1900	1000	0.526
Lf	3.8 × 4.4 × 130	32 : 1	1716	918	0.534
Drehöfen der UdSSR Rotary kilns of the USSR					
5 × 185		37 : 1	2940	1700	0.578
4.5 × 170		38 : 1	2244	1200	0.534
4 × 150		37.5 : 1	1525	850	0.557

Berücksichtigung des Ofenfutters berechnet. Die spezifische Drehofenleistung ist eine Funktion der absoluten Ofengröße. Ältere, kleine Naßdrehofeneinheiten mit $500\ m^3$ Ofenvolumen, die in der obigen Tabelle nicht angeführt sind, weisen hohe spezifische Leistungen von $0.65\ t/m^3 \cdot 24\ h$ auf. Neue große Naßdrehöfen dagegen, mit $7500-8000\ m^3$ Inhalt, weisen niedrige spezifische Leistungen von $0.45\ t/m^3 \cdot 24\ h$ auf. Dies veranschaulicht ein in Fig. 19.31. dargestelltes Diagramm.

sideration when calculating the kiln volume. The specific rotary kiln capacity is a function of the kiln's absolute size. Older, small size wet process rotary kilns, not listed in the above table, with a volume of about $500\ m^3$, show high specific capacities of $0.65\ t/m^3 \cdot 24\ h$. New large wet process rotary kilns however, with volumes of $7500-8000\ m^3$, show specific capacities of $0.45\ t/m^3 \cdot 24\ h$. This correlation is shown in Fig. 19.31.

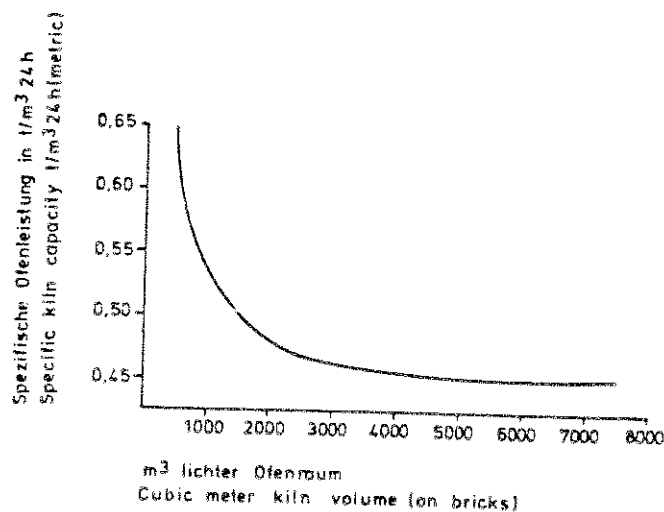


Fig. 19.31. Spezifische Naßdrehofenleistungen in $t/m^3 \cdot 24\ h$ in Abhängigkeit von der absoluten Ofengröße

Fig. 19.31. Specific capacities of wet process rotary kilns, $t/m^3 \cdot 24\ h$, versus absolute kiln size

Das Länge : Durchmesser (L/D) Verhältnis langer Naßdrehöfen beträgt im Durchschnitt 33 : 1. Der spezifische Wärmeverbrauch langer Naßdrehöfen liegt in den Grenzen von etwa 1300–1650 kcal/kg Klinker, abhängig vom Wassergehalt des Rohschlammes sowie von anderen Einflußfaktoren, wie Chemismus des Rohmaterials, Qualität des Brennstoffes usw. Im Vergleich zu kurzen Naßdrehöfen älterer Bauart arbeiten lange Naßdrehöfen mit einer Ersparnis an Brennstoff von etwa 400–700 kcal/kg Klinker. Die Abgastemperatur beträgt bei langen Naßdrehöfen etwa 150–230 °C. Die Staubkonzentration im Abgas normal arbeitender langer Naßdrehöfen beträgt etwa 15 g/m³.

Der Arbeitsbedarf langer Naßdrehöfen beträgt etwa 14–22 kWh/t Klinker, gerechnet vom Abzug des Schlammes aus dem Schlammbehälter bis zum Auslauf des Klinkers in den Rostkühler. Alle langen Naßdrehöfen sind mit inneren Wärmetauschern, meistens mit Ketteneinbauten zur Beschleunigung der Schlamm Trocknung, versehen. Der Druckabfall langer Naßdrehöfen mit Ketteneinbauten beträgt etwa 150–180 mm W.S.

19.3.2.2. Angaben über Naßdrehöfen der UdSSR

Nachstehend sind charakteristische Daten einiger, am meisten gebauter Standardgrößen sowjetischer Naßdrehöfen angeführt.

1. Naßdrehofen 4 × 150 m, L/D = 37,5 : 1
Rohschlamm enthält 36 % Wasser
Ofenneigung: 4 %
Produktion: 850 t/24 h
Drehzahl: 0,57–1,14 U/min
Umfangsgeschwindigkeit d. Ofenmantels: 21–24 cm/sec
Anzahl der Laufringe: 7
Länge der Kettenzone: 32,5 m
Antriebsmotor: 320 kW
Ofenvolumen am Blech: 1884 m³
Ofenvolumen a. d. Ausmauerung: 1525 m³
Ofengewicht: 1502 t
Gewicht der Ausmauerung: 722 t
Blechkstärke: 32 mm
Blechkstärke unter Laufring: 50 mm
2. Naßofen 4,5 × 170 m, L/D = 38 : 1
Rohschlamm enthält 38 % Wasser
Ofenneigung: 4 %
Produktion: 1200 t/24 h
Drehzahl: 1,35 U/min
Umfangsgeschwindigkeit d. Ofenmantels: 32 cm/sec.
Anzahl der Laufringe: 7
Größe der Laufringe: 5400 × 700 mm (6)
Größe der Laufringe: 5500 × 800 mm (1)
Gewicht der Laufringe: 33 t (6); 40,6 t (1)
Zahnkranz: 7000 × 700 mm; Gewicht: 68 t
Antrieb: 2 × 250 kW
Ofenvolumen am Blech: 2703 m³
Ofenvolumen a. d. Ausmauerung: 2244 m³
Kettenzone: 200 t Ketten mit
4065 m² Kettenoberfläche
Ofengewicht: 2056 t; Blechmantel allein: 900 t
Wärmeverbrauch: 1550 kcal/kg

The Length : Diameter (L/D) ratio of long wet process rotary kilns is on the average 33 : 1. The specific heat consumption of long wet process rotary kilns is in the range of about 1300–1650 kcal/kg of clinker, depending on the water content of the slurry, as well as on other influencing factors as chemistry of the raw material, quality of the fuel, etc. When compared to short wet process rotary kilns of older constructions, long wet process rotary kilns are operated with fuel savings of about 400–700 kcal/kg. At long wet process rotary kilns the exit gas temperature is about 150–230 °C. The dust concentration of normally operated long wet process kilns is approximately 15 grams/m³.

The power input of long wet process rotary kilns is about 17–27 HPh/t of clinker counted from the slurry silo down to the discharge of the clinker into the grate cooler. To speed up slurry drying, all wet process rotary kilns are equipped with internal heat exchangers, mostly with chain sections. The pressure drop of long wet process kilns with chain systems amounts to approximately 150–180 mm W.C.

19.3.2.2. Data of wet process rotary kilns of the USSR

The following contains characteristic data of some standard sizes of wet process rotary kilns manufactured in the USSR.

1. Wet process rotary kiln 4 × 150 m; L/D = 37,5 : 1
Slurry contains 36 % water
Kiln slope: 4 %
Production: 850 t/24 h
Revolutions: 0,57–1,14 rpm
Circumferential speed of kiln shell: 21–24 cm/sec
Number of riding rings: 7
Length of chain section: 32,5 m
Kiln drive motor: 430 HP
Kiln volume on shell: 1884 m³
Kiln volume on bricks: 1525 m³
Kiln weight: 1652 t
Weight of kiln lining: 794 t
Thickness of kiln shell: 32 mm
Thickness of kiln shell under riding ring: 50 mm
2. Wet process rotary kiln 4,5 × 170 m; L/D = 38 : 1
Slurry contains 38 % water
Kiln slope: 4 %
Production: 1200 mt/24 h
Revolutions: 1,35 rpm
Circumferential speed of kiln shell: 32 cm/sec
Number of riding rings: 7
Size of riding rings: 5400 × 700 mm (6)
Size of riding rings: 5500 × 800 mm (1)
Weight of riding rings: 36,3 t (6); 44,6 t (1)
Gear ring: 7000 × 700 mm; weight: 74,8 t
Kiln drive: 2 × 335 HP
Kiln volume on shell: 2703 m³
Kiln volume on bricks: 2244 m³
Chain section: 220 t of chains with
4065 m² of chain surface
Kiln weight: 2262 t; kiln shell as such: 990 t
Heat consumption: 1550 kcal/kg

19.3. Aufbereitungsverfahren des Brenngutes für Drehöfen

19.3. Feed preparation methods for rotary kilns

3. Naßofen 5 × 185 m; L/D = 37 : 1
 Rohschlamm enthält 38 % Wasser
 Ofenneigung: 3,5 %
 Produktion: 1700 t/24 h
 Drehzahl: 0,6 – 1,24 U/min; normal: 1,22 U/min
 Umlaufgeschw. d. Ofenmantels: 15,7 – 32 cm/sec
 Anzahl der Laufringe: 8
 Antrieb: 2 × 310 kW
 Volumen am Blech: 3631 m³
 Volumen an der Ausmauerung: 2940 m³
 Wärmeverbrauch: 1585 kcal/kg

3. Wet process rotary kiln; 5 × 185 m; L/D = 37 : 1
 Slurry contains 38 % water
 Kiln slope: 3,5 %
 Production: 1700 t/24 h
 Revolutions: 0,4 – 1,24 rpm; regular operation
 1,22 rpm
 Circumferential speed of kiln shell: 15,7 – 32
 cm/sec
 Number of riding rings: 8
 Kiln drive motors: 2 × 415 HP
 Volume on shell: 3631 m³
 Volume on bricks: 2940 m³
 Heat consumption: 1585 kcal/kg

Die Leistungszahlen der oben angeführten drei Typen von sowjetischen Naßdrehöfen sind nicht von allen installierten Ofen erreicht worden. Tabelle 19.10. enthält Angaben über projektierte und im Betrieb erreichte Leistungen nicht nur der hier angeführten Ofen, sondern auch von Naßdrehöfen anderer Dimensionen sowie von Trockenöfen und von Schachtofen [205].

The above cited capacities of the three types of Soviet wet process kilns however, were not achieved by all installed kilns. Table 19.10. contains data about designed and operationally achieved capacities, not only of the kilns cited here, but also of wet process kilns of other sizes as well as of dry process kilns and also of shaft kilns [205].

Tabelle 19.10.

Table 19.10.

Projektierte und erreichte Leistungen von Klinkerbrennöfen in der UdSSR Designed and achieved capacities of clinker burning kilns in the USSR		
Charakteristik u. Größe der Ofen Characteristic and size of kilns	Anteil an der Klinkerproduktion der UdSSR in % Portion of clinker production of the USSR in %	Betriebsleistung in % der projektierten Leistung Operational capacity in % of designed capacity
5 × 185 m	1,5	67,6
4,5 × 170 m	16,8	81,6
4 × 150 m	31,8	95,8
4,5 × 135 m	3,3	93,0
3,6 × 4,0 × 127	9,8	94,6
3,3 × 3,6 × 118 m	4,6	95,4
Drehöfen mit Schlammkonzentratoren Rotary kilns with slurry concentrators	6,8	93,7
Schwebegas-Wärmetauscheröfen Suspension-preheater kilns	2,4	89,9
Lepol Ofen Grate preheater kilns	3,7	63,1
Alle anderen Typen und Größen von Ofen All other kinds and sizes of kilns	16,0	95,8
Automatische Schachtofen Automatic shaft kilns	3,3	91,7

19.3.3. Der Kurz-Drehofen (Pyrorapid-Ofen der KHD Humboldt Wedag AG)

Verfolgt man die Entwicklung des Zementbrennprozesses über das letzte halbe Jahrhundert, so ist die spezifische Verkleinerung des Drehrohrofens immer ein Ziel gewesen. Dies ist eine logische Folgerung aus der Tatsache, daß dieses Aggregat zwar den Prozeßanforderungen gerecht wird, jedoch hohe Betriebskosten verursacht.

19.3.3. The short rotary kiln (Pyrorapid-kiln of the KHD Humboldt Wedag AG)

Looking back at the development of the clinker burning process during the last 50 years, we find that the goal has been always the specific reduction in size of the rotary kiln itself. It is the logical conclusion due to the fact that this aggregate makes the clinker burning process possible, however at high operating cost.

So konnten schrittweise die Rohmaterialvorwärmung, die Entwässerung der Tonkomponenten und die Entsäuerung des Calciumcarbonats in anderen Aggregaten vollzogen werden. Meilensteine bei dieser Entwicklung sind der Rostvorwärmer, der Zyklonvorwärmer sowie der Zyklonvorwärmer mit zusätzlichem Kalzinator. Mit diesem Kalzinator ist es möglich, eine nahezu vollständige Entsäuerung des Rohmehls bei gleichzeitiger Aufheizung auf ca. 900 °C zu erreichen.

Diese Verlagerung der Entsäuerungsreaktion aus dem Drehrohr (Verweildauer im Minutenbereich) in den Zyklonvorwärmer (Verweildauer im Sekundenbereich) bringt Vorteile auch für die Sinterreaktion, weil das schnell calcinierte Heißmehl reaktionsfreudiger ist. Dadurch wird die Garbranddauer verkürzt (Schnellbrand).

Dieser Vorteil geht allerdings verloren, wenn das Heißmehl nicht unverzüglich auf Sintertemperatur aufgeheizt wird, sondern unnötig lange in der Übergangszone des Drehofens verharzt. Der kurze Drehofen ($L/D = 10-12$) stellt daher in solchen Fällen eine bessere Anpassung dar, als der normal lange Drehofen.

Die schnelle Klinkermineralbildung im kurzen Drehofen hat folgende Auswirkungen:

1. Durch die hohe Reaktivität der Zerfallsprodukte aus den Rohmehlkomponenten sinkt die Notwendigkeit einer starken Versinterung der Klinkergranalien, d. h. die Mahlbarkeit wird verbessert.
2. Die Alitkristalle bleiben klein. Dadurch werden die Frühfestigkeiten des Zementes bei geringeren Mahlkosten und gleichem Kalkstandard im Vergleich zu langsam gebranntem Klinker verbessert.
3. Entsprechend kann umgekehrt für die gleiche Festigkeitsentwicklung der Kalkstandard bei schnellem Brand gesenkt werden.
4. Die noch nicht vollständig erforschten Einflüsse von Nebenkomponten wie Alkalien, Sulfate, Fluoride und Schwermetalle können sich beim Schnellbrand verstärkt auswirken.
5. Nach Angaben des Herstellers ist der Pyrorapid-Ofen besonders umweltfreundlich und emittiert weniger Schadstoffe mit dem Abgas. Dies wird durch die fünfte Stufe des Zyklonvorwärmers noch unterstützt.
6. Ansatz- und Verstopfungsprobleme im Kalzinator und Vorwärmer, die durch Kreislaufvorgänge verursacht werden, treten weniger intensiv auf und müssen meist nicht durch die Installation eines betriebskostenerhöhenden Teilgasabzuges verhindert werden.
7. Das Schnellbrand-Verfahren ist ungeeignet, wenn Schadstoffe, wie Sulfate und Alkalien zur Erzielung bestimmter Zementeigenschaften nicht in den Klinker eingebunden werden sollen und somit über einen Beipß aus dem System entfernt werden müssen.

Step by step such process functions as preheating the raw mix, dehydrating of the clay, decarbonization of the calcium carbonate were shifted to other aggregates. Milestones in this development are the traveling grate preheater, the suspension preheater, and the suspension preheater with precalciner. The addition of a calciner to the suspension preheater system makes it possible to decarbonate the raw mix almost totally, and to preheat it at the same time to about 900 °C.

Shifting the decarbonization reaction from the rotary kiln (reaction time in minutes) to the suspension preheater (reaction time in seconds) has, in addition, the advantage of a fast sintering reaction, as the fast calcined hot raw mix shows a higher reactivity. The time necessary to complete this clinker forming reaction is shortened (rapid burning).

However, this advantage is lost if the temperature of the hot raw mix is not immediately elevated to sintering temperature by being too long in the transition zone of the rotary kiln. The short rotary kiln ($L/D = 10-12$) fits such cases much better than the normal length rotary kiln.

The effects of the fast formation of the clinker minerals in the short rotary kiln are:

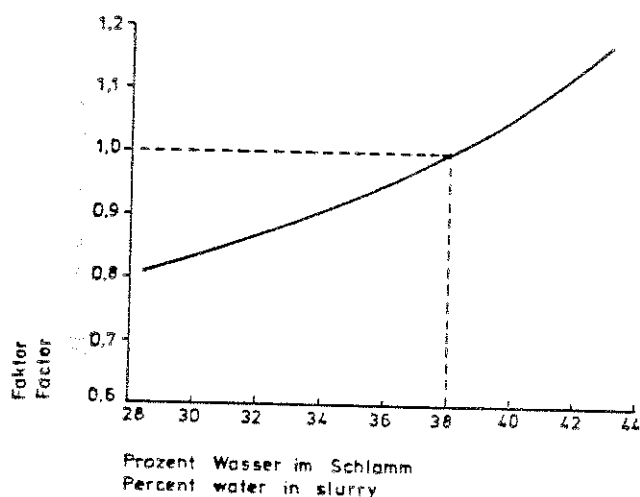
1. Grindability is improved. The highly reactive decomposition products of the raw mix components eliminate the hard sintering of the clinker granules.
2. The alite crystals remain small. This improves the high early strength characteristics of the cement, reducing the grinding costs as compared to slowly burned clinker having the same lime standard.
3. Conversely, for the same strength development, the lime standard can be lower if burned rapidly.
4. The influence of accessory components such as alkalies, sulfates, fluorides, and traces of heavy metals are not completely known; during rapid burning their activities could be stronger.
5. According to the manufacturer, less noxious substances are emitted with the exhaust gases by the Pyrorapid kiln and, therefore, this kiln is more friendly to the environment. This is also supported by the fifth stage of the cyclone preheater.
6. Coating and plugging problems with the calciner and the preheater vessels, due to recirculation of particles, are less severe. Often it is not necessary to install a gas bypass which raises the operating costs.
7. The rapid burning system is unsuitable for clinker production destined for low alkali cement, if the sulfates and alkalies of the raw mix are so high that the installation of a gas bypass would be necessary.

Die erste Pyrorapid-Ofenanlage produziert seit März 1981 Zementklinker in einem deutschen Zementwerk [237a, 205a, 205b].

19.4. Rohschlammmentwässerung

Die Herabsetzung des Wassergehaltes des Rohschlammes erfolgt allgemein auf zwei Wegen und zwar:

- Chemisch, durch Zusatz von Schlammverflüssigungsmitteln
- Mechanisch, durch Schlammmentwässerung vor der Aufgabe in den Ofen unter Anwendung von geeigneten Filtern wie Trommel- oder Scheibenfiltern. Auch Filterpressen werden eingesetzt; diese liefern Formlinge mit einem Wassergehalt von etwa 18–20 %. Dies ist jedoch mit zusätzlichen Kosten verbunden. Mechanische Schlammmentwässerung erlaubt eine Verkürzung des Naß-drehofens.



Der Zusammenhang zwischen dem Wassergehalt des Rohschlammes und dem spezifischen Wärmeverbrauch bzw. Wärmeverbrauchs-faktor ist aus dem in Fig. 19.32. dargestellten Diagramm ersichtlich [206].

So weist z. B. ein Drehofen, der mit 38 %igem Schlamm beschickt wird, einen spezifischen Wärmeverbrauch von 1500 kcal/kg Klinker auf. Wird der Wassergehalt des Schlammes auf 36 % gesenkt, so wird der spezifische Wärmeverbrauch auf 1500×0.95 (Faktor) = 1425 kcal/kg fallen und umgekehrt, wird der Wassergehalt des Schlammes von 38 auf 41 % erhöht, so steigt der spezifische Wärmeverbrauch auf $1500 \times 1.08 = 1620$ kcal/kg Klinker.

19.4.1. Chemische Schlammmentwässerung — Schlammverflüssiger

Zementrohschlamm ist ein heterogenes Gemisch von Wasser und Feststoff, wobei letzterer in einer Verteilung von feinsten Teilchen vorhanden ist. Dieses Gemisch besitzt eine bestimmte Viskosität, die mit

The first Pyrorapid kiln system is in operation since March 1981 in a German cement plant [237a, 205a, 205b].

19.4. Slurry dewatering

There are generally two ways to reduce the water content in the slurry:

- Chemically, by addition of slurry thinners
- Mechanically, by slurry dewatering, using proper filters, i.e. drum or disc filters. Also filter presses are applied which form briquettes with a water content of about 18–20 %; however, this requires additional costs. Mechanical slurry dewatering allows for shortening of the long wet process kiln.

Fig. 19.32. Wärmeverbrauchs-faktor in Abhängigkeit vom Wassergehalt des Rohschlammes

Fig. 19.32. Heat consumption factor and water content of slurry

The diagram presented in Fig. 19.32. shows the proportion between the water content of the slurry and the specific heat consumption [206].

Thus e.g. a rotary kiln fed with slurry containing 38 % water, shows a specific heat consumption of 1500 kcal/kg of clinker. Lowering the water content of the slurry to 36 % would reduce the specific heat consumption to 1500×0.95 (factor) = 1425 kcal/kg, and vice versa, increasing the water content from 38 to 41 % would step up the specific heat consumption to $1500 \times 1.08 = 1620$ kcal/kg.

19.4.1. Chemical dewatering of slurry — Slurry thinners

Cement slurry is a heterogeneous mixture of water and solids; the latter are present as very fine dispersed particles. This mixture has a specific viscosity which is measured by the size of propagation of the

der Größe der Schlammausbreitung auf dem Southard-Teller gemessen wird. Gut pumpfähiger Schlamm besitzt eine Viskosität, die einem Durchmesser von 6–6.5 cm des Zerfließens auf dem Southard-Viskosimeter entspricht. Ein ähnliches Zementrohschlamm-Viskosimeter ist das der Firma F. L. Smidth.

Schlammverflüssiger werden dem Zementrohschlamm zugesetzt, um dessen Wassergehalt herabzusetzen unter Beibehaltung derselben Viskosität.

Mit jedem Prozent der Herabsetzung des Schlammwassergehaltes steigt die Ofenleistung um etwa 1.5 %; gleichzeitig fällt der Wärmebedarf für das Klinkerbrennen um etwa 1 %.

Schlammverflüssiger werden in die Rohmühle eingeführt, wobei manche auch gleichzeitig als Naß-Mahlhilfsmittel dienen.

Die Wirkung der Schlammverflüssiger hängt stark von den physikalisch-chemischen Eigenschaften des Rohschlammes ab. Für jeden Rohstoff bzw. für jedes Zementwerk wird der richtige Schlammverflüssiger durch Versuche ermittelt.

Der richtige Gehalt an Verflüssigungssubstanz im Rohschlamm ist von großer Bedeutung. Jeder Verflüssiger besitzt einen Lösungshöchstwert, dessen Überschreitung ein Anwachsen der Viskosität des Schlammes nach sich zieht. So setzt z. B. ein Zusatz von 0.33 % NaOH den Wasserbedarf eines Schlammes von 40 auf 34.6 % herab; wird jedoch der NaOH-Zusatz überschritten, so erfolgt Versteifung des Schlammes.

Auch das Alter des Rohschlammes ist von Einfluß, was aber betrieblich kaum nutzbar ist. Ein 40 %iger, frisch hergestellter Schlamm hat dieselbe Viskosität wie ein 7 Tage alter Schlamm aus demselben Rohstoff mit einem Wassergehalt von 35.8 %. Durch gröberes Mahlen wird die Viskosität des Rohschlammes herabgesetzt.

Die Ionen und Moleküle der Schlammverflüssiger werden an der Oberfläche der Rohstoffteilchen des Schlammes adsorbiert. Durch die Adsorption wird eine Agglomeration der Teilchen verhindert, die innere Reibung herabgesetzt und die Fließbarkeit des Schlammes erhöht.

Es gibt zwei Gruppen von Schlammverflüssigern:

- a. Alkalische Elektrolyte — Natronwasserglas Na_2SiO_3 , Natriumhydroxyd NaOH, Natriumkarbonat Na_2CO_3 .
- b. Oberflächenaktive meist organische Stoffe: Ligninderivate, Huminsäuren, Sulfitleuge, Kalzium-Ligninsulfonat, kohlehaltige Zusätze, Melasse usw.

Kalzium-Ligninsulfonat bzw. Sulfitleuge sind Nebenprodukte der Papierherstellung. Nach Aufschließung des Holzes mit Kalziumsulfid und Schwefeldioxyd bleibt die Zellulose ungelöst, während sich die Holzsubstanz auflöst. Die so erhaltene Sulfitleuge wird

slurry on the Southard-plate. The viscosity of a well pumpable slurry corresponds to a diameter of 6–6.5 cm of the propagation on the Southard viscosimeter. A similar cement slurry viscosimeter is that of the F. L. Smidth Company.

Slurry thinners are added to the cement slurry to reduce the water content, simultaneously maintaining the same viscosity.

Each percent of water reduction in the slurry increases the kiln capacity by about 1.5 %; simultaneously, the heat requirement for clinker burning drops by about 1 %.

Slurry thinners are fed into the raw mill; some of them work simultaneously as wet grinding aids.

The effect of the slurry thinners depends much on the physico-chemical properties of the slurry. The appropriate slurry thinner is experimentally ascertained for each raw material or cement plant respectively.

The correct concentration of the thinning agent in the slurry is of great importance. Each thinning agent is characterized by a peak concentration point; exceeding this point results in an increase of the slurry's viscosity. Thus e.g. an addition of 0.33 % NaOH reduces the water requirement of a slurry from 40 to 34.6 %; after increasing the amount of NaOH however, the slurry becomes firmer.

The age of the slurry is also of importance; however, this can hardly be utilized in the plant's operation. A freshly produced slurry of 40 % water had the same viscosity as a 7 days old slurry from the same raw material with a water content of 35.8 %. Coarser grinding results in a viscosity decrease of the slurry.

The ions and molecules of the slurry thinner are adsorbed on the surface of the raw mix particles in the slurry. The adsorption process prevents agglomeration of the particles, thus reducing the internal friction and increasing the flowability of the slurry.

There are two groups of slurry thinners:

- a. Alkaline electrolytes; sodium silicate (water glass), Na_2SiO_3 , sodium hydroxide, NaOH, sodium carbonate (soda), Na_2CO_3 .
- b. Surface-active, mostly organic substances: lignin derivatives, humic acids, sulfite liquor, calcium-lignin-sulfonate, carbonaceous additives, molasses, etc.

Calcium-lignin-sulfonate and sulfite liquor are byproducts of the paper industry. After pulping the wood with calcium sulfite and sulfur dioxide, the cellulose remains undissolved, whereas the wood pulp forms the solution. The sulfite liquor so obtained is

fermentiert und zur Alkoholherstellung verwendet. Der Rückstand wird mit Kalziumhydroxyd behandelt, was ein Produkt liefert, das zu 90 % aus Kalzium-Ligninsulfonat besteht. Als Rohschlammverflüssiger wird je nach den lokalen Verhältnissen sowohl das Kalzium-Ligninsulfonat als auch die Sulfitleauge verwendet.

In der UdSSR ist Sulfitleauge als Schlammverflüssiger viel in Gebrauch. Ein Zusatz von 0,3–0,4 % des Konzentrates der Sulfitleauge (auf Trockensubstanz berechnet) bezogen auf die Trockenmasse des Schlammes ermöglicht eine Verminderung des Wassergehaltes des Schlammes um 3–4 % und in manchen Fällen bis zu 8 %. Sulfitleauge dient gleichzeitig als Mahlhilfsmittel.

Eine Mischung von Sulfitleauge und Natriumkarbonat (im Verhältnis 1 : 1) in einer Menge von 0,6–0,8 % (Trockensubstanz) dem Rohschlamm zugesetzt, reduziert den Wassergehalt um 5–8 %.

Ein Zusatz von 0,075 % Na_2CO_3 ermöglichte in einem in der Literatur berichteten Falle die Herabsetzung des Wassergehaltes von 42 auf 31,4 % ohne Beeinträchtigung der Fließbarkeit des Schlammes.

Eine Menge von 0,1 % Wasserglas (auf die Trockensubstanz des Schlammes bezogen) reduzierte den Wassergehalt von 35,5 auf 24 %.

Natriumtripolyphosphat $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ (ein verbreiteter Bestandteil von Reinigungsmitteln) in einer Menge von 0,8 % (bezogen auf die Trockenmasse) zugesetzt, reduziert den Schlammwassergehalt um 3 %; hier muß beachtet werden, daß eventuell im Rohschlamm vorhandenes lösliches Kalzium- oder Magnesiumsulfat, Phosphat bindet und dieses daher den Verflüssiger wertlos macht.

Ebenfalls wirkt eine Erhöhung der pH-Zahl schlammverflüssigend; die daraus resultierende höhere Konzentration von Hydroxylionen wirkt entflocculend. Dies kann durch Zusatz von Soda zum Natriumtripolyphosphat erreicht werden.

Die Verwendung von Alkalien als Schlammverflüssiger muß vorsichtig gehandhabt werden, um den schädlichen Einfluß der Alkalien auf den Brennprozeß und auf die Qualität des Zementes zu vermeiden.

In jedem Fall muß geprüft werden, ob die Kosten des Schlammverflüssigers niedriger sind als die Ersparnis an Brennstoff [207–216].

19.4.2. Mechanische Schlammmentwässerung

19.4.2.1. Ketteneinbauten

Naß- und Trockendrehöfen haben verschiedene Kettensysteme, die nachstehend behandelt werden. Die einzige Aufgabe des Kettensystems im Trockenofen ist der Wärmeaustausch zwischen den heißen Ofengasen und dem trockenen Rohmehl.

Im Naßdrehofen kommen für das Kettensystem noch Wasserverdampfung, Materialtransport und die Vermeidung von Schlammringen hinzu.

usually fermented and used for the production of alcohol. When treating the residue with calcium hydroxide, a product is obtained which contains up to 90 % of calcium-lignin-sulfonate. Depending on availability, either calcium-lignin-sulfonate or sulfite liquor are used as slurry thinners.

In the USSR, sulfite liquor is much in use as a slurry thinner. An addition of 0.3–0.4 % of the sulfite liquor concentrate (dry substance) related to the solids of the slurry, make it possible to reduce the water content in the slurry by 3–4 %, and in some cases up to 8 %. Sulfite liquor serves simultaneously as a grinding aid.

A mixture of sulfite liquor and sodium carbonate (ratio 1 : 1) added to the slurry in an amount of 0.6–0.8 % (dry substance), reduces the water content of the slurry by 5–8 %.

In one case, mentioned in the literature, an addition of 0.075 % Na_2CO_3 made it possible to reduce the water content from 42 to 31.4 % without impairing the flowability of the slurry.

Sodium silicate in the amount of 0.1 % related to the dry matter of the slurry, reduced the water content from 35.5 to 24 %.

Sodium tripolyphosphate, $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$, abbreviated STPP (a widely used detergent builder), when added in an amount of 0.8 % (related to the dry substance), reduced the water content of the slurry by 3 %; here it should be noted that soluble salts of calcium or magnesium which might possibly be present in the slurry, will tie up the phosphate and render it useless as a slurry thinner.

An increase in the pH-number functions also as slurry thinning; this results in higher concentration of the hydroxyl ions, which in this case work as deflocculants. This can be achieved by adding soda to the STPP.

Care should be taken when applying alkalies as slurry thinners because of the detrimental influence of the alkalies to the burning process as well as to the quality of the cement.

In each case, care must be taken to assure that the cost of the slurry thinner is lower than the savings resulting from reduced fuel consumption [207–216].

19.4.2. Mechanical dewatering of slurry

19.4.2.1. Chain systems

Wet and dry process kilns have different chain systems; in the following, chains for both processes are discussed. In a dry process kiln, the only task of the chain system is the recuperation of heat between the hot kiln gases and the dry raw mix.

In addition to this, in wet process kilns the chain system is in charge of evaporation, raw material transport, and the prevention of mud rings.

Ketteneinbauten sind zwar keine eigentlichen mechanischen Schlammmentwässerungsvorrichtungen, aber wegen der mechanischen Aufgaben, die diese Einbauten neben der Schlamm Trocknung erfüllen, werden Ketteneinbauten oft in die Gruppe der mechanischen Schlammmentwässerer eingestuft.

Man unterscheidet zwei verschiedene Kettensysteme

- a. Kettenvorhang (Fig. 19.33.)
b. Girlandenketten (Fig. 19.34.)

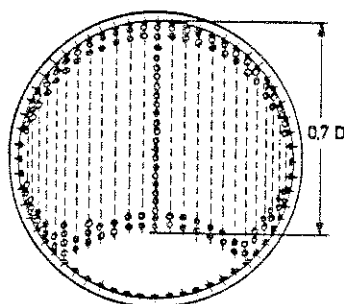


Fig. 19.33. Kettenvorhang

Fig. 19.33. Chain curtain

Beim *Kettenvorhang* sind die Ketten nur an einem Ende aufgehängt. Die Länge der Ketten soll etwa 0,7 des lichten Ofendurchmessers betragen (siehe Fig. 19,33). Der Abstand der Aufhängepunkte der einzelnen Ketten am Umfang beträgt etwa 30 cm. Bei weniger dichten Vorhängen wählt man einen Abstand von etwa 40–45 cm. Der Abstand der Ringe voneinander ist in derselben Größenordnung. Die Aufhängeringe sind senkrecht zur Ofenlängsachse angeordnet. In der UdSSR erfolgt die Befestigung des Kettenvorhanges entlang einer Schraubenlinie.

Girlandenketten sollen bis zu einem Abstand von 0,4 D (lichter Durchm.) durchhängen (siehe Fig. 19.34). *Girlandenketten* sind entlang einer Spirallinie an beiden Enden aufgehängt; die Spirallinie bildet mit der Längsachse des Ofens einen Winkel von 45–60°. Bei Ofen bis zu etwa 4 m Durchmesser soll dieser Winkel 45–50° und bei Ofen mit über 4 m Durchmesser 60° betragen.

In Trockendrehöfen sind durchwegs Kettenvorhänge in Gebrauch (Fig. 19.35.)

Chain systems are not mechanical dewatering devices in a true sense, but since they perform a substantial amount of mechanical work (in addition to the drying of the slurry) they are often classified as mechanical dewatering devices.

There are two different types of chain systems

- a. The chain curtain (Fig. 19.33.)
- b. The garland chains (Fig. 19.34.)

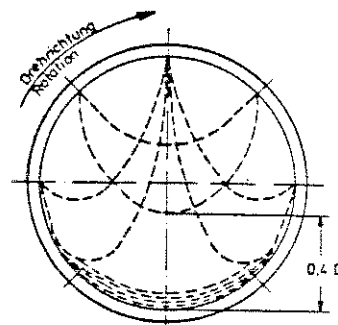


Fig. 19.34. Kettengirlande

Fig. 19.34. Chain garland

As *chain curtains*, the chains are attached only on one end. The length of the chains should be approximately 0.7 of the kiln's internal diameter (see Fig. 19.33). The distance of attachments of the particular chains along the circumference is about 30 cm. In less dense chain curtains, a distance of 40–45 cm is applied. The distance between the rings is of the same size. The rings are arranged vertically to the kiln's longitudinal axis. In the USSR, the chain curtain is attached along a helical line.

The lowest point of the *garland chain* loop should be 0.4 D above the kiln's lining (see Fig. 19.34). Garland chains are attached on both ends, along a helical line, which with the kiln's longitudinal axis forms an angle of 45–60°. In kilns with diameters up to 4 m, this angle should be 45–50°, and a 60° angle should be applied in kilns with diameter above 4 m.

Dry process rotary kilns are normally supplied with chain curtains throughout (Fig. 19.35).

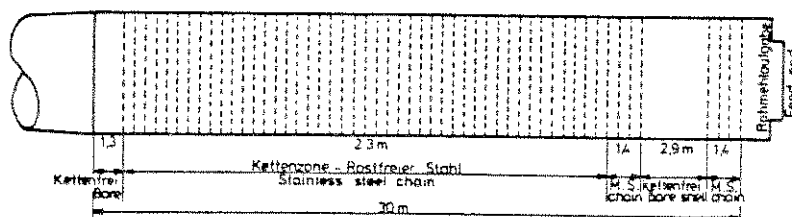


Fig. 19.35. Kettenzone eines Trockendreho-fens; Durchmesser 5,3 m

Fig. 19.35. Chain system of 5.3 m dia. dry process rotary kiln

Die Kettenzone wird durch eine oder zwei kettenfreie Zonen unterteilt; dies dient folgenden Zwecken:

1. Zum Temperatenausgleich der Ofengasse
2. Als Pufferzone zum Ausgleich des Materialtransports
3. Fällung des Ofenstaubes
4. Ermöglichung des Einbaues von Thermoelementen.

Für Naßdrehöfen wird eine Kombination von Girlanden und Kettenvorhang angewendet (Fig. 19.36.).

One or two chainless sections are applied along the chain zone with the aim to:

1. Equalize gas temperatures
2. Serve as a buffer area to equalize varying rates of material transportation
3. Precipitate kiln dust
4. Allow for installation of thermocouples

Chain sections for wet process rotary kilns are a combination of garland and curtain chains (Fig. 19.36.).

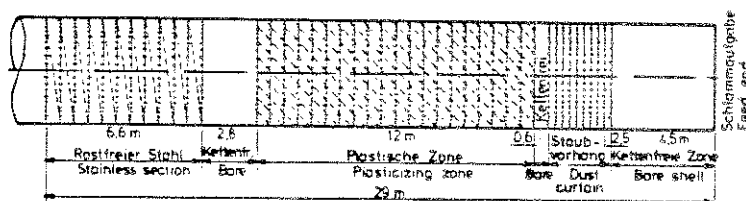


Fig. 19.36. Kettenzone eines Naßdrehofens; Durchmesser 4.5 m

Fig. 19.36. Chain system of a 4.5 m dia. wet process rotary kiln

Girlandenketten transportieren das Material im Ofen besser als freihängende Ketten, was für Naßöfen von besonderer Bedeutung ist. Montagearbeiten von freihängenden Ketten jedoch sind einfacher und schneller durchzuführen als die von Girlandenketten.

Garland chains convey the material in the kiln more efficiently than free hung chains; this is of special importance for wet process kilns. However, chain curtains are easier and faster to install than garlands.

Der Druckabfall beträgt für:

- a. Vorhangketten 1–2 mm WS
- b. Girlanden 2–3 mm WS für je 1 m Länge der Kettenzone.

The pressure drop is for:

- a. Chain curtains 1–2 mm WC
- b. Garlands 2–3 mm WC per 1 m of the length of the chain zone.

Die Länge der Kettenzone (für Naßdrehöfen) kann mit der folgenden empirischen Formel berechnet werden:

The length of the chain zone (for wet process rotary kilns) can be calculated with the following empirical formula:

$$L_K = 0.07 L \left(0.1 \frac{L}{D} - 1 \right)$$

In der Formel bedeuten

Länge des Ofens, m
Mittlerer Ofenmanteldurchmesser, m
Länge der Kettenzone, m

Notation

= L = Length of rotary kiln, m
= D = Mean kiln shell diameter, m
= L_K = Length of chain zone, m

Es sollen ebenfalls die folgenden Kriterien berücksichtigt werden:

Bei $L/D > 33$ soll die Kettenzone 18–20 % bei $L/D = 33–25$ soll die Kettenzone 10 % der Ofenlänge betragen; Drehöfen mit $L/D < 25$, sollen mit Rücksicht auf die hohe Gastemperatur keine Ketteneinbauten haben.

The following criteria should also be taken into consideration:

At an $L/D > 33$, the chain section should occupy 18–20 %, at an $L/D = 33–25$, the chain section should occupy 10 % of the total kiln length; rotary kilns with $L/D < 25$, should not be supplied with chains, due to the high gas temperature.

Ferner ist zu beachten, daß der aus der Kettenzone herauskommende Schlamm etwa 8–10 % Wasser enthalten soll, weil bei niedrigerem Wassergehalt durch Granalienzerfall übermäßige Staubbildung auftritt.

Further, it should be noticed that the slurry leaving the chain section should contain about 8–10 % water, since lower water content promotes excessive dusting, due to disintegration of the granules.

Gewicht der Ketten

Für eine Klinkerproduktion von 1 t/24 h wird an Kettenmaterial verwendet:

- Für Naßöfen 120 kg
- Für Trockenöfen 105–110 kg.

Die Ketten sind so zu wählen, daß auf 1 m³ Kettenzonenraum folgende Kettenoberflächen entfallen:

- Bei Naßöfen 6–8.5 m²/m³
- Bei Trockenöfen 8.5–12 m²/m³

Unter Ofenvolumen ist in diesem Falle das Volumen der Kettenzone zu verstehen. Moderne Drehöfen mit so ausgelegten Kettensystemen haben folgenden Wärmeverbrauch:

- Naßöfen 1280–1430 kcal/kg Klinker
- Trockenöfen 980–1130 kcal/kg Klinker

Im Vergleich mit Drehöfen, die mit weniger ausgiebigen Wärmetauschern versehen sind, kann ein richtig ausgelegtes Kettensystem eine Brennstoffeinsparung von etwa 300 kcal/kg Klinker bringen.

Es ist eine Erfahrungsregel, daß 1500 m eingebaute Ketten die Austrittstemperatur der Ofengase um etwa 100 deg C herabsetzen.

Girlandenkettens haben eine 1.5 mal größere Wirkung als Vorhangketten derselben Dichte, d. h., daß Girlandenkettens pro m² Kettenoberfläche 50 % mehr Wasser pro Zeiteinheit verdampfen als Vorhangketten.

Da für Ketteneinbauten in Trockendrehöfen die Trocknungsarbeit entfällt, betragen die Gasaustrittstemperaturen etwa 400 °C verglichen mit Gasaustrittstemperaturen von etwa 200 °C für Naßdrehöfen mit gut ausgelegten Ketteneinbauten.

Kettenmaterial

Für Temperaturen unter 530 °C kann wärmebehandelter Stahl, der auch gleichzeitig abriebfest ist, verwendet werden. Bei höheren Temperaturen verschwindet jedoch diese Härte. Für Temperaturen von 530–640 °C kann härtpbarer, hoch chromhaltiger, rostfreier Stahl verwendet werden.

Für Temperaturen im Bereich von 640–800 °C wird 18 Cr 8 Ni rostfreier Stahl empfohlen. Für Gastemperaturen zwischen 530 und 970 °C wird rostfreier Stahl Nr. 309 oder 310 (ASTM) empfohlen.

Für den Gebrauch im Bereich über 970 °C ist eine Legierung mit hohem Chrom-Nickelgehalt, vorzugsweise mit hoher Wärmefestigkeit, zu verwenden.

Legierungen mit hohem Nickelgehalt (über 20 %) werden wegen Empfindlichkeit gegenüber dem Einfluß von Schwefel nicht verwendet. Hoher Nickel- und Chromgehalt macht die Ketten oxydationsbeständig. Trotzdem soll der Sauerstoffgehalt der Ofengase 2 % nicht überschreiten.

Weight of chains

For a clinker production of 1 t/24 h the following chain weight is used:

- In wet process kilns 120 kg
- In dry process kilns 105–110 kg.

By selecting the chains it should be noted that the following chain surface has to be apportioned to 1 m³ of chain section volume.

- In wet process kilns 6–8.5 m²/m³
- In dry process kilns 8.5–12 m²/m³

In this case the kiln volume means the volume of the chain zone.

Modern rotary kilns supplied with such chain systems will show the following heat consumption:

- Wet process kilns 1280–1430 kcal/kg of clinker
- Dry process kilns 980–1130 kcal/kg of clinker

A properly designed chain system can provide for a gain in fuel consumption of approximately 300 kcal/kg of clinker, compared to kilns with less efficient heat exchangers.

It is a rule of experience that 1500 m of installed chain, reduce the kiln exit gas temperature by about 110 deg C.

The thermal effect of garland chains is 1.5 times higher than that of curtain chains of the same density, i.e. 1 m² of garland chain surface evaporates per unit of time 50 % more water than curtain chains.

Chain sections in dry process kilns are not required to do the drying, thus kiln exit gas temperatures will be about 400 °C, compared to an exit gas temperature of about 200 °C for well designed chain sections in wet process kilns.

Chain material

For temperatures below 530 °C, steels should be selected that can be heat treated and hardened. However, the hardness so obtained, disappears at elevated temperatures. For temperatures from 530–640 °C, hardenable, high chromium stainless steel can be used.

For temperatures in the range from 640–800 °C 18 Cr 8 Ni stainless steel is recommended. For gas temperatures from 530–970 °C, N° 309 or 310 (ASTM) stainless steel is recommended.

For application over 970 °C, an alloy with high chrome-nickel content, preferably of high hot strength should be used.

High nickel alloy materials (over 20 %) are not used, because of their susceptibility to sulfur attacks. High chrome-nickel content provides for resistance against oxidation. Nevertheless, the oxygen content of the kiln gases should not exceed 2 %.

In reduzierender Ofenatmosphäre greift Schwefelwasserstoff die Ketten stark an. Überhitzung schadet jedem Kettenmaterial.

In Naßdrehöfen wird mit einem Kettenverschleiß von 100–150 g/t erzeugten Klinkers gerechnet. In langen Trockendrehöfen beträgt der Kettenverschleiß 80–120 g/t erzeugten Klinkers [217–231a].

19.4.3. Einbauten in Naßdrehöfen

Von Ketteneinbauten abgesehen, werden innere Wärmetauscher in Naßdrehöfen eingeteilt in:

Schlammvorwärmer
Schlammrockner

19.4.3.1. Schlammvorwärmer

Schlammvorwärmer werden im Drehofen vor der Kettenzone eingebaut. Ein viel verwendeter Schlammvorwärmer ist der von der Firma F. L. Smidth entwickelte und in Fig. 19.37. dargestellte Vorwärmer; dieser wird auch F. L. Smidth-Schlammvorwärmer genannt.

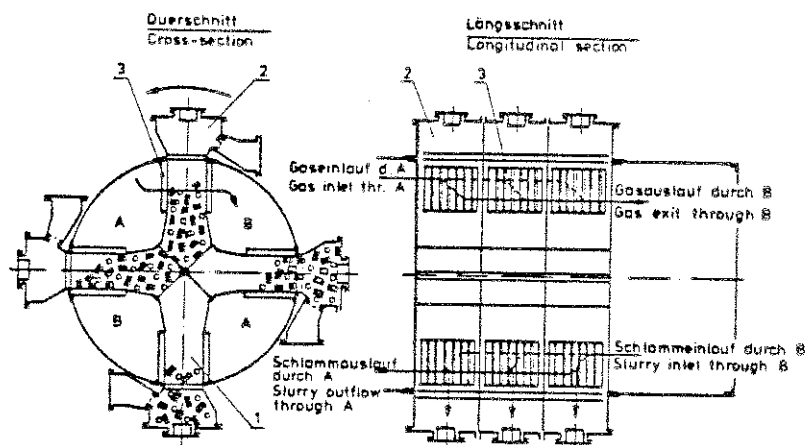


Fig. 19.37. Schema eines F. L. Smidth-Schlammvorwärmers

Das Stahlkreuz (1) (siehe Fig. 19.37.) unterteilt den Ofenquerschnitt in vier Kammern. Je zwei gegenüberliegende Kammern sind mit A und B bezeichnet. Die A-Kammern sind, vom Schlammereinlauf aus gesehen, mit Stahlwänden verschlossen, während die B-Kammern auf der gegenüberliegenden Seite verschlossen sind. Der in den Ofen einlaufende Schlamm fließt durch die Kammer B in den mit Rieselkörpern gefüllten Innenraum des Kreuzes. Während der Drehung des Ofens wird der Schlamm in den Gefäßen (2), die aus dem Ofenmantel herausragen, angehoben. Nach einer halben Umdrehung fließt der Schlamm in die Kammern, von denen er dann weiter im Ofen der Kettenzone zufließt. Die heißen Ofengase gelangen durch die A-Kammern in den Schlammvorwärmer und durch das Gitterrost (3) in die B-Kammern, von wo aus diese nach Passierung eines kurzen Ofenab-

In reducing kiln atmosphere, hydrogen sulfide severely attacks the chains. Most chains fail through overheating.

The wear of chains in long wet process rotary kilns is in the range of 100–150 g/t of clinker. Long dry process kilns show a chain wear rate of 80–120 g/t of clinker [217–231a].

19.4.3. Internal installations in wet process rotary kilns

Aside from chain sections, other classifications of internal heat exchangers in wet process rotary kilns include:

Slurry preheaters
Slurry dryers

19.4.3.1. Slurry preheater

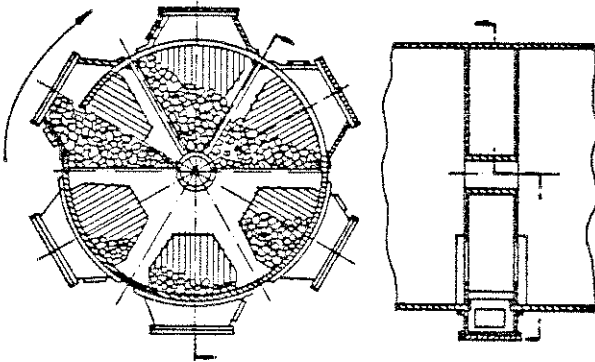
Slurry preheaters inside rotary kilns are located before the chain section. A widely used slurry preheater is that developed by the F. L. Smidth Co.; this preheater which is shown in Fig. 19.37. is also called the F. L. Smidth-slurry preheater.

Fig. 19.37. Schematic of the F. L. Smidth-slurry preheater

A metal cross (1) (see Fig. 19.37.) divides the kiln's cross-section into four compartments. Each two compartments located opposite, are designated A and B. Viewed from the slurry inlet, the A-compartments are covered with steel enclosures, whereas the B-compartments are covered at the opposite sides. The slurry entering the kiln, flows through compartment B to the interior of the cross which is filled with packing media. During the revolution of the kiln, the slurry is lifted by vessels (2) which protrude from the kiln shell. After a half revolution, the slurry flows into the compartments, and then into the kiln towards the chain section. The hot kiln gases enter the slurry preheater through the A-compartments and flow through the grid (3) into the B-compartments, from where, after passing a short section of the kiln, they leave the kiln at a low temperature. The gases pass

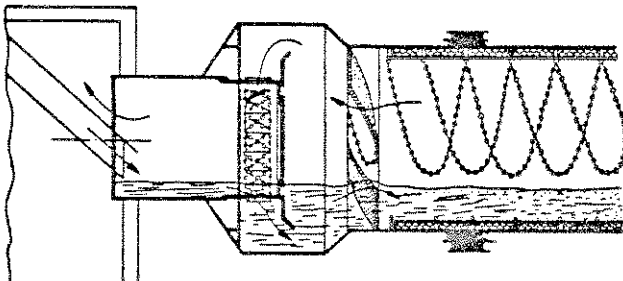
schnittes den Ofen abgekühlt verlassen. Die Gase durchschreiten im Gegenstrom den Vorwärmer und erwärmen den Schlamm unmittelbar; außerdem wird der Schlamm an den heißen Wänden der Kammern sowie im Kontakt mit den Rieselkörpern erwärmt. Der F. L. Smidth-Schlammvorwärmer erwärmt den Rohschlamm von etwa 10–15 °C bis auf etwa 55–65 °C. Dieser Vorwärmer dient gleichzeitig als Staubfilter, da der Ofenstaub sich am Schlamm niederschlägt und mit diesem im Ofen verbleibt.

Nach einem ähnlichen Prinzip wie der oben beschriebene Smidth-Vorwärmer, arbeitet der in Fig. 19.38. dargestellte Schlammvorwärmer, jedoch mit dem Unterschied, daß hier der Ofenquerschnitt in sechs Kammern aufgeteilt ist.



Dieser Schlammvorwärmer, eine sowjetische Konstruktion, war zuerst in der Zementfabrik Leningrad eingesetzt. Der Nachteil dieses Schlammvorwärmers besteht darin, daß sich das Gitterrost mit der Zeit verstopft; um dies zu vermeiden, muß dem Schlamm etwa 2–3 % mehr Wasser zugesetzt werden [232].

Nach einem anderen Prinzip arbeitet der in Fig. 19.39. dargestellte Schlammvorwärmer, bei dem ein Kettenvorhang als Wärmetauschmedium zwischen heißen Ofengasen und dem Schlamm dient.



Dieser Schlammvorwärmer fand im sowjetischen Naßdrehofen der Ausmaße 4,5 × 170 m vielfach Verwendung; der Durchmesser beträgt 5,5 m bei einer Länge von 2,35 m. Die Gesamtlänge der Ketten ist 160 m mit einem Gewicht von 2 t und einer Kettenoberfläche von 31 m². Dieser Schlammvorwärmer ist ein Erzeugnis der SKET/ZAB, Dessau, DDR.

the preheater in counter-current, and heat the slurry directly; also, the slurry is heated by the hot walls of the compartments as well as in contact with the packing media. The F. L. Smidth-slurry preheater heats the raw slurry from about 10–15 °C up to about 55–65 °C. This preheater serves simultaneously as a dust filter, since the kiln dust is precipitated in the slurry, thus remaining with the slurry in the kiln.

The slurry preheater shown in Fig. 19.38. works on a principle similar to the F. L. Smidth-preheater with the difference that here the kiln cross-section is divided into six compartments.

Fig. 19.38. Schlammvorwärmer mit sechs Wärmetauschkammern im Ofenquerschnitt

Fig. 19.38. Slurry preheater with six heat exchange compartments dividing the kiln cross-section

This slurry preheater is a Soviet innovation and was first employed in the Leningrad cement plant. The disadvantage of this slurry preheater consists in plugging of the grid slots after a certain period of operation; to prevent this, about 2–3 % water must be added to the slurry [232].

The slurry preheater shown in Fig. 19.39. works on another principle; here a chain curtain acts as a heat exchanger between the hot kiln gases and the slurry.

Fig. 19.39. Schlammvorwärmer der SKET/ZAB, Dessau, DDR

Fig. 19.39. Slurry preheater of the SKET/ZAB, Dessau, GDR

This slurry preheater was, in many cases, applied to the Soviet wet process rotary kiln of the size 4,5 × 170 m; the diameter is 5,5 m at a length of 2,35 m. The total chain length is 160 m with a weight of 2,2 tons and a chain surface of 31 m². This slurry preheater is manufactured by SKET/ZAB, Dessau, GDR.

19.4.3.2 Schlammrockner

Abgesehen von Ketteneinbauten, die den Rohschlamm bis zu etwa 8–10 % Wassergehalt entwässern, werden vielfach nach der Kettenzone (vom Schlamm einlauf aus gesehen) besondere Schlammrockner eingebaut, die den Restwassergehalt aus dem vorgetrockneten Rohschlamm entfernen und das getrocknete Rohmehl zugleich erhitzen.

Ein solcher Schlammrockner ist die in Fig. 19.40. dargestellte Einrichtung, ein sogenannter Zellenwärmetauscher, der den Ofenquerschnitt in sieben Kammern aufteilt, um so einen besseren Wärmeaustausch zwischen Gas und Gut zu erreichen. Der Zellenwärmetauscher wurde vom sowjetischen Forschungsinstitut NII-Cement entwickelt und zuerst in einem $4.5 \times 5 \times 135$ m Naßdrehofen der Kujbyschewer Zementfabrik eingebaut; das Material ist hitzebeständiger Chromnickelstahl (25 % Cr und 6 % Ni). Der Zellenwärmetauscher wird in zwei je 4.5 m langen Abschnitten im Ofen eingebaut; seine Oberfläche für den Ofen mit 5 m Durchmesser beträgt 380 m^2 . Der Zellenwärmetauscher findet auch in langen Trockendrehöfen Anwendung. Er ist teurer als ähnliche keramische Einbauten, verursacht aber einen geringeren Druckabfall.

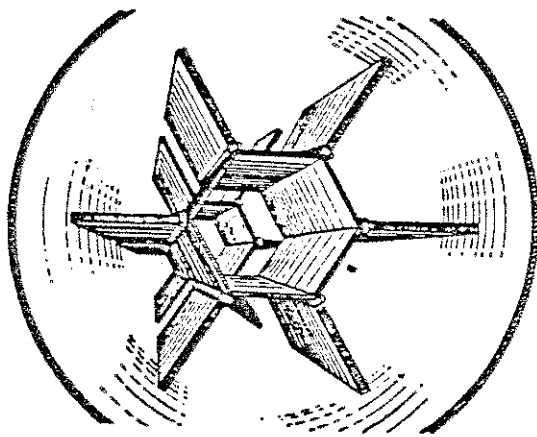


Fig. 19.40. Sowjetischer Zellenwärmetauscher des NII-Cement-Forschungsinstitutes

Fig. 19.40. Soviet cellular heat exchanger of the NII-Cement Research Institute

Ein vom sowjetischen Forschungsinstitut Giprocement entwickelter Schlammrockner ist in Fig. 19.41. dargestellt.

Je nach Ofenlänge werden 8–12 dieser Schlammrockner im Ofen eingebaut. Die Hauptmerkmale dieses Schlammrockners sind: Anheben des Ofengutes zwecks besserer Durchmischung mit den Ofengasen, Wärmeübergang vom heißen Metall auf das Gut. Außerdem wird den Ofengasen eine Drallbewegung erteilt, wodurch der Wärmeübergang begünstigt wird.

19.4.3.2. Slurry dryers

In addition to chain sections which dehydrate the raw slurry to approximately 8–10 % water content, in many cases special slurry dryers are inserted and located behind the chain section when viewed from the slurry inlet; after removing the remaining water content from the predried slurry, these slurry dryers simultaneously do the preheating of the dried raw mix.

Such a slurry dryer is shown in Fig. 19.40.; this is a so-called cellular heat exchanger which divides the kiln's cross-section into seven compartments, thus achieving a better heat exchange between gas and solid material. The cellular heat exchanger, a development of the Soviet NII-Cement Research Institute, was first applied in a $4.5 \times 5 \times 135$ m wet process rotary kiln of the Kuybyshev cement plant; the material is high heat resistant Cr-Ni-steel (25 % Cr and 6 % Ni). The cellular heat exchanger is inserted into the kiln in two 4.5 m long sections each; its surface for the 5 m diameter kiln is 380 m^2 . The cellular heat exchanger is also applied in long dry process rotary kilns. It is more expensive than similar ceramic installations, but it causes a lower pressure drop.

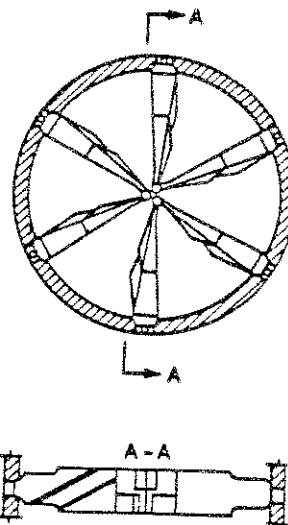


Fig. 19.41. Schlammrockner des Sowjetischen Forschungsinstitutes Giprocement

Fig. 19.41. Slurry dryer of the Soviet Research Institute Giprocement

A slurry dryer developed by the Soviet Research Institute Giprocement, is shown in Fig. 19.41.

Depending on the kiln's length, 8–12 of these slurry dryers are built into the kiln. The main features of this slurry dryer are: Lifting of the kiln feed for better mixing with the kiln gases; heat transfer from the hot metal to the solid material. Also, a turbulent motion is imparted to the kiln gases, thus creating a more favorable heat transfer.

19.4.4. Äußere Wärmetauscher für Naßdrehöfen

Einrichtungen, die den Rohschlamm außerhalb des Drehofens vorwärmen bzw. vortrocknen, sind u. a. der Calcinator der Firma O+K Orenstein u. Koppel, Ennigerloh und der Concentrator der Firma Krupp Polysius, Beckum.

Der Calcinator besteht grundsätzlich aus einer rotierenden Trommel; der zylindrische Teil der Trommel ist mit einer aus gleichmäßigen Schlitten bestehenden Rosttrommel versehen (siehe Fig. 19.42.).

19.4.4. External heat exchangers for wet process rotary kilns

Additional products are available which preheat or dry the slurry outside the rotary kiln, e.g., the Calcinator of the O+K Orenstein + Koppel, Ennigerloh, W. Germany and the Concentrator of the Krupp Polysius, Beckum, West Germany.

The Calcinator consists generally of a rotating drum; the cylindrical part of the drum is covered by grates with uniform slots (see Fig. 19.42.).

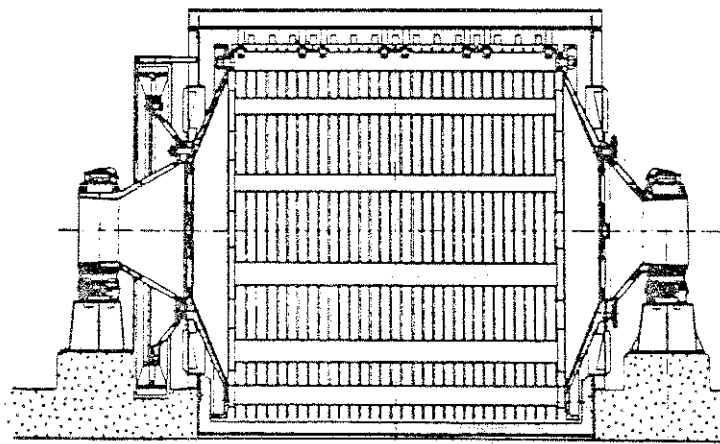


Fig. 19.42. Calcinator — Schlamm-trockner im Längsschnitt

Fig. 19.42. Longitudinal section of the Calcinator — slurry dryer

Die Trommel ist bis zu 50 % ihres Volumens mit Füllkörpern gefüllt und rotiert, je nach deren Durchmesser mit einer Drehzahl von 1.6–1.1 U/min. Die Trommel befindet sich in einem isolierten Blechgehäuse. Auf dem Gehäuse befindet sich der Schlammverteilungsapparat, der den Schlamm gleichmäßig entlang der Trommellänge verteilt.

Der etwa 35–45 % Wasser enthaltende Rohschlamm fließt vom Verteilungsapparat durch die Rosttrommel in den Zylinder, wo er die heiße Oberfläche der Füllkörper bedeckt. Infolge der langsamen Trommelbewegung findet eine ständige Änderung der vielen fein verzweigten Kanäle zwischen den Füllkörpern statt. Dies hat einen intensiven Wärmeaustausch zwischen Schlamm und den Ofenabgasen zur Folge. Fig. 19.43. veranschaulicht schematisch den Fluß des Schlammes und der Gase in der Calcinator-Trommel.

Die Temperatur der den Calcinator verlassenden Gase beträgt etwa 125 °C. Infolge der Reibung der Füllkörper aneinander wird die getrocknete Schlammschicht losgelöst und zu Granalien verformt. Die so gebildeten Granalien fallen durch das Gitterrost in den Ofen. Die Restfeuchtigkeit der Granalien beträgt etwa 10–12 %.

Die Anwendung eines Calcinators hängt von den Eigenschaften des Rohmaterials ab. Der Rohschlamm muß eine gewisse Plastizität besitzen, um Granalien-

The drum is filled with packing media up to 50 % of its volume, and rotates, depending on the diameter, with a speed of 1.6–1.1 rpm. The drum is enclosed by an insulated sheet metal housing. The slurry distribution device which disperses the slurry along the length of the drum is located on top of the housing.

The raw slurry with a water content of about 35–45 %, flows from the distributing device through the grate slots into the drum, covering the hot surface of the filling media. Due to the slow rotation of the drum, the numerous tiny branched channels between the filling bodies are constantly changed. This results in an intensive exchange of heat between the slurry and the kiln exit gases. Fig. 19.43. shows the flow of slurry and of the gases through the calcinator drum.

The temperature of the gas leaving the Calcinator is approximately 125 °C. Due to the friction of the packing bodies against one another, the dried layer of slurry becomes detached, and is formed into nodules. The nodules thus produced, fall through the grate slots into the kiln. The residual moisture of the nodules is about 10–12 %.

The application of a Calcinator depends on the properties of the raw material. The raw slurry must have a certain plasticity, to guarantee the formation of

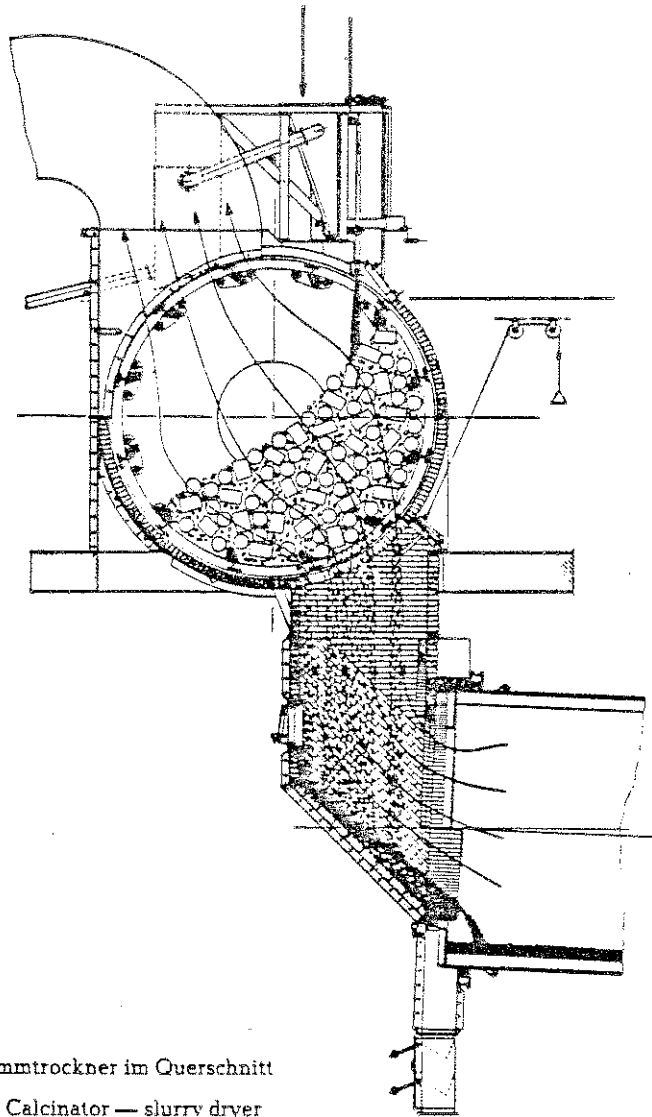


Fig. 19.43. Calcinator — Schlammrockner im Querschnitt

Fig. 19.43. Cross-section of the Calcinator — slurry dryer

bildung zu gewährleisten. Je nach dem Wassergehalt des Schlammes liegt der spezifische Wärmeverbrauch von mit Calcinatoren gekoppelten und zusammenarbeitenden Naßdrehöfen im Bereich von 1250 – 1400 kcal/kg Klinker.

Calcinatoren werden in den folgenden Größen geliefert (siehe Tabelle 19.11.)

nodules. Depending on the water content of the slurry, the heat consumption of wet process rotary kilns, working in conjunction with Calcinaturs, is in the range from 1250 – 1400 kcal/kg of clinker.

Calcinaturs are supplied in the following sizes (see table 19.11.)

Tabelle 19.11.

Table 19.11.

Größen von Naß-Prozeß Calcinatoren Sizes of wet-process Calcinaturs												
Trommeldurchmesser, m Drum diameter	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	4.0	4.0	4.0	4.5	4.5	5.0	5.25
Trommellänge, m Length of drum, m	1.5	1.8	2.1	2.5	3.1	2.5	3.1	3.6	3.1	3.6	3.6	4.0
Leistung, Klinker, t/24 h Capacity, Clinker	150	175	200	250	300	320	400	480	500	600	750	1000

Nach dem gleichen Prinzip wie der Calcinator, arbeitet der als Concentrator bezeichnete Schlammrockner der Firma Krupp Polysius.

Calcinator und Concentrator können auch für das Trockenverfahren als Rohmehlvorwärmer verwendet werden. Vor der Aufgabe in den Calcinator oder Concentrator muß das trockene Rohmehl jedoch mit etwa 12–14 % Wasser befeuchtet und vorgranuliert werden. Calcinator und Concentrator reduzieren beim Trockenverfahren den Wärmeverbrauch bis auf etwa 1100–1200 kcal/kg Klinker. Im Trockenverfahren wurden diese Vorwärmer jedoch weitgehend vom Schwebegas-Wärmetauscher verdrängt.

Another slurry dryer, the Concentrator (Krupp Polysius, W. Germany), works on the same principle as the Calcinator.

Calcinator and Concentrator can also be applied as raw mix preheaters in the dry production process. However, before feeding into the Calcinator or Concentrator, the dry raw mix must be moistened and pregranulated, by adding about 12–14 % water. When used in the dry production process, Calcinator and Concentrator lower the specific heat consumption down to about 1100–1200 kcal/kg of clinker. In the dry production process however, these preheaters were largely replaced by raw mix suspension preheaters.

19.5. Der lange Trockendrehofen

Der lange Trockendrehofen wurde in Amerika entwickelt, da dieser Ofen ein Minimum an Bedienungspersonal erfordert und wenig stör anfällig ist. Diese etwa 140–160 m langen Drehöfen hatten zunächst keine Wärmetauschereinbauten, was Gasaustrittstemperaturen von etwa 700–750 °C zur Folge hatte. Vor Eintritt der Abgase in den Staubfilter mußte deren Temperatur durch Wassereinspritzung herabgesetzt werden. Zwecks Verbesserung der Wärmewirtschaft wurden die langen Trockendrehöfen dann mit Ketteneinbauten versehen; später wurden auch metallische Kreuzeinbauten und keramische Wärmetauschereinbauten angewendet.

19.5. The long dry process rotary kiln

The long dry process rotary kiln was developed in the United States, since this kiln requires only little operating attendance and is not apt to upset conditions. Originally, these 140–160 m long rotary kilns were not supplied with internal heat exchangers; this caused exit gas temperatures of about 700–750 °C. Therefore water spray was applied to reduce the temperature of the exit gases before entering the dust collector. To improve the heat economy, chain sections were then applied to the long dry process rotary kilns; also metallic cross-installations as well as ceramic heat exchangers were later applied.

19.5.1. Keramische Einbauten

Keramische Einbauten (siehe Fig. 19.44. u. 19.45.) werden in etwa 4–5 m langen Abschnitten im Ofen installiert. Es ist üblich, drei Abschnitte einzubauen mit einem Abstand von etwa 3–4 m voneinander; die einzelnen Abschnitte werden um 60° versetzt angeordnet. Als Material für keramische Wärmetauscher wird hochfeuerfeste Schamotte mit einem Al_2O_3 -Gehalt von 70–75 % verwendet.

19.5.1. Ceramic heat exchangers

Ceramic heat exchangers (see Fig. 19.44. and 19.45.) are installed inside the kiln in about 4–5 m long sections. It is a rule to install three sections with a distance of about 3–4 m from each other; the particular sections are displaced by 60°. For ceramic installations high refractory material with an Al_2O_3 -content of 70–75 % is applied.

In Fig. 19.44. ist ein keramischer Wärmetauscher dargestellt, der den Ofenquerschnitt in drei Sektoren aufteilt. Diese Art von keramischen Einbauten wird als Dietze-Brücke bezeichnet.

Fig. 19.44. shows a ceramic heat exchanger, dividing the kiln's cross-section into three sectors. This kind of ceramic installations is called Dietze-bridge.

Fig. 19.45 zeigt einen keramischen Wärmetauscher, der den Ofenquerschnitt in vier Sektoren bzw. Quadranten aufteilt. Diese Art von keramischen Wärmetauschern wird Azbe-Brücke genannt.

Fig. 19.45. shows a ceramic heat exchanger which divides the kiln's cross-section into four sectors or quadrants; this kind of ceramic heat exchanger is called Azbe-bridge.

Der Zweck dieser Einbauten ist, sowohl das Ofengut als auch die Ofengase in drei bzw. vier einzelne Ströme aufzuteilen, um auf diese Weise einen besseren Kontakt und daher einen besseren Wärmeaustausch zwischen Gas und Gut herbeizuführen. Es findet hier ebenfalls ein intensiver Wärmeübergang vom keramischen Material auf das Ofengut statt. Durch intensive Umwälzung des Materials mit Hilfe der Ofeneinbauten wird erreicht, daß wärmere Materialschichten Wärme an kälteres Material abgeben.

The purpose of these installations is to divide the kiln feed as well as the kiln gases into three or four currents respectively, to create a better contact between gas and material and consequently a better heat transfer. Here, also a higher rate of heat transfer occurs between the ceramic material and the kiln feed. The thorough overturn of the kiln feed by help of the internal kiln installations makes it possible that hot material strata transfer heat to colder material. Insufficient overturn of the kiln feed can cause an

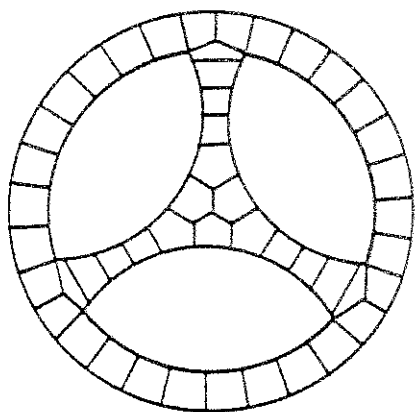


Fig. 19.44. Dreiteilige keramische Wärmetauschereinbauten für Drehöfen, auch Dietze-Brücke genannt

Fig. 19.44. Trifoil internal ceramic heat exchanger for rotary kilns, also called Dietze-bridge

Unzureichende Umwälzung des Materials im Ofen kann eine Erhöhung des Gehaltes an freiem Kalk bis 2 % und sogar darüber, sowie höheren Glühverlust des Klinkers nach sich ziehen. Die Anwendung von keramischen Einbauten erhöht die Leistung des Drehofens um etwa 8–12 % bei gleichzeitiger äquivalenter Senkung des spezifischen Wärmeverbrauchs. Die Temperatur der Ofenabgase wird um etwa 80–100 grd C herabgesetzt. Keramische Wärmetauscher werden im Drehofen nutzbringend dort eingebaut, wo die Temperatur der Ofengase etwa 1200–1000 °C beträgt, da in diesem Abschnitt des Ofens meistens die Temperaturdifferenz zwischen Gas und Gut am größten ist und diese Zone des Ofens sich für einen intensiven Wärmeaustausch gut eignet.

Keramische sowie metallische Wärmetauschereinbauten verursachen jedoch einen höheren Druckabfall, was erhöhten elektrischen Arbeitsbedarf für das Ofengebläse nach sich zieht. Beim Gips-Schwefelsäure-Verfahren, bei dem wegen der Anwesenheit von SO_2 in den Ofengasen keine metallischen Wärmetauscher verwendet werden können, finden keramische Wärmetauschereinbauten vorteilhafte Anwendung [232a].

Beim Umbau von langen Naßdrehöfen in Trockendrehoen mit Kettensystem wurde in verschiedenen Fällen eine etwa 35–40 % höhere Klinkerproduktion als beim Naßdrehofen bei gleichzeitiger Senkung des spezifischen Wärmeverbrauches um rund 33 % erreicht.

Die Abgastemperatur der langen Trockendrehoen mit Ketteneinbauten beträgt 380–400 °C; mit diesen Abgasen läßt sich das für einen Ofen erforderliche Rohmaterial mit einem Feuchtigkeitsgehalt bis zu etwa 13 % ohne Zuheizung trocknen. Wird heiße Abluft aus dem Klinker-Rostkühler als Zuheizung benutzt, so kann Rohmaterial mit einem Feuchtigkeitsgehalt bis 15 % getrocknet werden [232b]. Davon wird in Europa weitgehend Gebrauch gemacht, indem man dem Trockendrehoen einen Rohmaterial-trockner nachschaltet, was allerdings den Betrieb

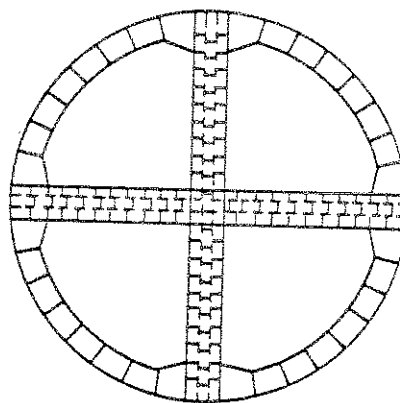


Fig. 19.45. Kreuzförmige keramische Wärmetauschereinbauten für Drehöfen, auch Azbe-Brücke genannt

Fig. 19.45. Cross-shaped internal ceramic heat exchanger for rotary kilns, also called Azbe-bridge

increase in free lime content of up to 2 % and even more, and higher loss on ignition of the clinker. The application of internal ceramic installations increases the capacity of the rotary kiln by about 8–12 %, decreasing simultaneously the specific heat consumption at an equivalent rate. The temperature of the kiln exit gases is reduced by about 80–100 deg C. Ceramic heat exchangers are usefully installed where the temperature of the kiln gases is about 1200–1000 °C, since in this section of the kiln there is the greatest temperature difference between gas and kiln feed, and therefore this zone of the kiln is best qualified for an intensive heat exchange.

However, ceramic as well as metallic heat exchanger installations cause a higher pressure drop, which requires a higher electrical energy input for the kiln's draft fan. In the gypsum-sulfuric acid process, where the presence of SO_2 in the kiln gases does not allow the use of metallic heat exchangers, ceramic heat exchangers are usefully applied [232a].

When converting long wet process rotary kilns into dry process kilns with chain systems, in various cases an increase in clinker production by about 35–40 % compared to wet process kilns was achieved, reducing simultaneously the specific heat consumption by roughly 33 %.

The exit gas temperature of long dry process rotary kilns with chain installations ranges between 380–400 °C with these gases the raw material required for the kiln with a moisture content up to 13 % can be dried without additional heating. Using hot waste air from the grate clinker cooler as additional heating, raw material with a moisture content of up to 15 % can be dried [232b]. This is extensively utilized in Europe, where the dry process rotary kiln is usually linked to a raw material dryer, which indeed complicates the operation. In the United States on the other

kompliziert. Dagegen vermeidet man in den Vereinigten Staaten aus betrieblichen Gründen eine Kopplung von Drehofen und Rohmaterialtrockner. Wegen der bis zur Ölkrise niedrigen Brennstoffpreise war man in Amerika mit Brennstoff nicht so sparsam wie in der übrigen Welt.

19.5.2. Hubsteine, Hubleisten

Durch Anheben des Ofengutes mit Hilfe von metallischen Hubleisten, keramischen Hubsteinen oder Taschensteinen (siehe Fig. 19.46), werden die einzelnen Gutteilchen den Gasen direkt ausgesetzt und so der Wärmeübergang beschleunigt. Dadurch wird den Ofengasen eine turbulente Bewegung erteilt, was eine Intensivierung des Wärmeaustausches zur Folge hat.

Bei Verwendung von Hubsteinen bzw. Hubleisten in kurzen Trockendrehöfen werden folgende Erfolge gemeldet: Senkung der Ofen-Abgastemperatur von 600 auf 500 °C, Erhöhung der Ofenleistung um 12 % und Senkung des spezifischen Wärmeverbrauchs um 20 %. Da keramische Hubsteine zum Abplatzen neigen, sind metallische Hubleisten für diesen Zweck besser geeignet.

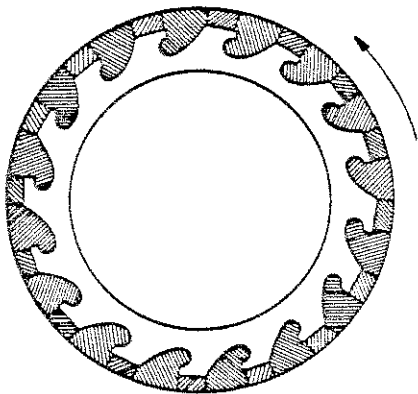


Fig. 19.46. Keramische Hubsteine zum Anheben des Brenngutes im Drehofen

Fig. 19.46. Ceramic lifters to lift the material in the rotary kiln

Fig. 19.47. Langer Trockendrehofen mit einstufigem Schwebegaswärmetauscher

Fig. 19.47. Long dry-process rotary kiln with one-stage suspension preheater

19.5.3. Einstufiger Wärmetauscher

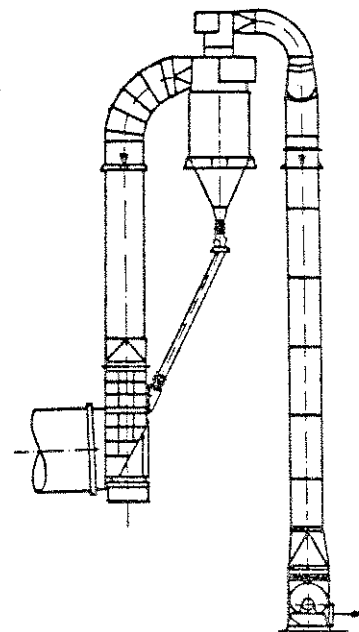
Zwecks Reduzierung des Staubauswurfes, d.h. zur Entlastung der Entstaubungsanlage sowie zur Verbesserung der Wärmewirtschaft, werden lange Trockenöfen häufig mit einem einstufigen Schwebegaswärmetauscher versehen; eine solche Wärmetauscheranlage ist in Fig. 19.47. dargestellt. Meistens werden zwei parallel geschaltete Wärmetauscher-Zyklone angewendet. Das Kapitel „Schwebegaswärmetauscher“ dieses Buches enthält nähere Angaben über diese Art von Wärmetauschern.

hand, because of operational reasons, linking the rotary kiln to the raw material dryer is avoided. Fuel thrift was not as stringent before the current oil crises in America as in other countries.

19.5.2. Ceramic lifters, lifter bars

By lifting the kiln feed with the help of metallic lifter bars, ceramic lifter bricks or pocket bricks (see Fig. 19.46), the individual feed particles are directly exposed to the gases causing an acceleration of the heat transfer. Consequently, a turbulent motion is imparted to the kiln gases thus intensifying the heat exchange.

The application of either lifter bricks or lifter bars in short dry process kilns, resulted in the following effects: Reduction of the kiln exit gas temperature from 600 to 500 °C, increase in kiln capacity by 12 %, and reduction of the specific heat consumption by 20 %. Since ceramic lifter bricks show an inclination to spalling, metallic lifter bars are better qualified for this purpose.



19.5.3. One-stage suspension preheater

To reduce the dust emission, i.e. to relieve the dust collector as well as to improve the heat economy, long dry process kilns are often combined with a one-stage raw mix suspension preheater; such a heat exchange arrangement is shown in Fig. 19.47. Usually two heat exchanger cyclones working in parallel are applied. Chapter "Raw mix suspension preheater" of this book contains more detailed information about this type of heat exchanger.

19.5.4. Dimensionen und Leistungszahlen

In der Bundesrepublik sind nur 2 % der gesamten Ofen lange Trockendrehöfen. In den Vereinigten Staaten sind diese Ofen häufig anzutreffen und bilden den Großteil der Trockendrehöfen; das Trockenverfahren ist bekanntlich mit 54 % an der gesamten Zementproduktion der USA beteiligt. In der übrigen Welt lieferten Ofenbaufirmen einige hundert lange Trockendrehöfen an die Zementindustrie.

Tabelle 19.12. enthält Dimensionen und Leistungsangaben von langen Trockendrehöfen.

Wie aus der Tabelle ersichtlich, haben kleine Ofeneinheiten eine hohe spezifische Klinkerleistung in $t/m^3 \cdot 24 h$. Mit steigender Ofengröße fällt die spezifi-

19.5.4. Sizes and capacities

In the Federal Republic of Germany long dry process rotary kilns amount to only 2 % of the total number of kilns. In the United States, these kilns can be frequently seen; they consist to a great extent in the total number of dry process rotary kilns. As is well known, the dry production process amounts to 54 % in the total cement production of the United States. In the remaining part of the world, kiln manufacturers supplied several hundred long dry process kilns to the cement industry.

Table 19.12. contains sizes and capacity data of long dry process rotary kilns.

The table demonstrates that smaller kiln units show a high clinker capacity expressed in $t/m^3 \cdot 24 h$. The specific kiln capacity decreases with increasing kiln

Tabelle 19.12.

Table 19.12.

Dimensionen und Leistungszahlen langer Trockendrehöfen Sizes and capacities of long dry process rotary kilns					
Anlage Plant	Ofendimensionen Kiln size m ft	Ver- hältnis Ratio $\frac{L}{D}$	Lichtes Ofen- volumen Kiln volume on bricks m^3	Ofenleistung- Klinker Kiln capacity- clinker $t/24 h$	Spezifische Ofenleistung Specific kiln capacity $t/m^3 \cdot 24 h$
Co	4.25 × 3.65 × 149	38:1	1500	1000	0.666
Mo	3.35 × 3.0 × 106	33:1	680	595	0.875
En	6.3 × 5.5 × 178	30:1	3691	2500	0.677
Ma	5.3 × 4.9 × 180	35:1	3120	1700	0.544
Mi	5.4 × 4.4 × 168	35:1	2440	1500	0.614
Ri	5.0 × 4.7 × 161	33:1	2377	1365	0.574*
Lo	4.4 × 140	32:1	1758	1200	0.682
Bd	5.25 × 4.55 × 105	21:1	1980	1100	0.555

* Gedrosselte Ofenleistung durch verengten Querschnitt des Klinkerauslaufes aus dem Ofen
* Limited kiln capacity because of narrow cross-section of the kiln's clinker discharge end

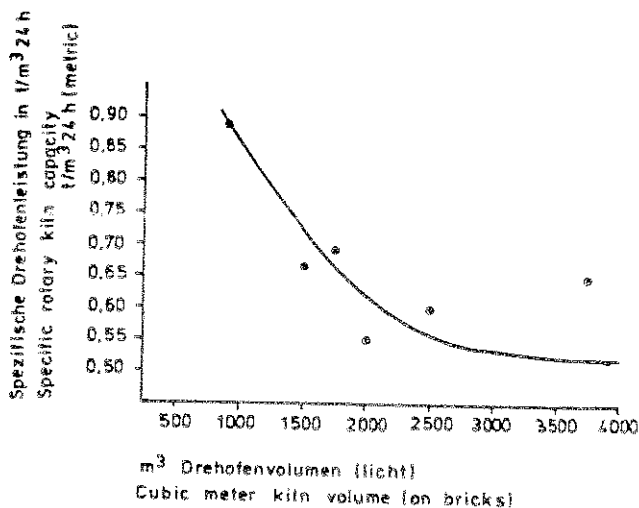


Fig. 19.48. Ofengröße und spezifische Leistung von langen Trockendrehöfen

Fig. 19.48. Kiln size and specific capacity of long dry process rotary kilns

19. Der Drehofen

sche Ofenleistung. Dieses Verhältnis von spezifischer Ofenleistung zur Ofengröße zeigt das in Fig. 19.48. dargestellte Diagramm.

Projektierte Dimensionen von langen Trockendrehöfen mit Leistungen von 3000 bis 5000 t/24 h, dürften folgende Ausmaße haben:

Leistung	Dimension	Ofenvolumen
3000 t/24 h	6 × 200 m	6650 m ³
4000 t/24 h	6.7 × 230 m	8100 m ³
5000 t/24 h	7.5 × 260 m	11,400 m ³

Die vereinfachte Wärmebilanz eines langen Trockendrehofens mit einstufigem Schwebegaswärmetauscher und mit Planetenkühler sieht etwa wie folgt aus:

	kcal/kg Kli.
Klinkerbrennen	420
Wasserverdampfen	4
Abgasverlust	223
Klinkerabwärme	22
Kühlerabluft (Planetenkühler)	0
Wandverluste	
Ofenrohr	104
Vorwärmer	10
Kühler	66
Rest (nicht bestimmt)	48

Die Abgastemperatur beträgt 370 °C und der Wärmeverbrauch 897 kcal/kg Klinker [233].

Lange Trockendrehöfen ohne den nachgeschalteten einstufigen Wärmetauscher haben höhere Abgastemperaturen von etwa 700–750 °C. Für die Staubfilter muß die Temperatur der Ofenabgase bis auf 285 °C reduziert werden. Dies geschieht meistens durch einen Verdampfungskühler bzw. ein Wassereinspritzsystem, das in Abschnitt 19.7. beschrieben ist.

19.6. Kühlung des Drehofenmantels

Praktische Erfahrungen der sowjetischen Zementindustrie haben gezeigt, daß die Kühlung des Drehofenmantels mit Wasser im Abschnitt der Brennzone die Lebensdauer der feuerfesten Ausmauerung positiv beeinflusst [20]. Die Kühlung des Ofenmantels verlängert die Lebensdauer der Ausmauerung um das 1.5- bis 2fache verglichen mit Ofenfutter ohne Mantelkühlung. Besonders dort, wo Rohmehl mit hohem SiO₂-Gehalt verwendet wird, erleichtert die Kühlung des Ofenmantels die Bildung eines schützenden Ansatzes auf dem Ofenfutter.

Ohne Kühlung des Ofenmantels bildet sich auf dem heißen Futter eine dünne Schmelzschicht flüssiger Klinkerphase von geringer Viskosität, die eine Ansatzbildung nicht zustande kommen läßt. Durch Kühlung des Ofenmantels wird natürlich auch das Ofenfutter gekühlt; die dünne Schmelzschicht der flüssigen Klinkerphase erreicht am kühleren Ofenfutter eine höhere Viskosität und schafft so günstige Verhältnisse zur Ansatzbildung.

19. The rotary kiln

size. This ratio of specific kiln capacity to the kiln size is shown in the diagram in Fig. 19.48.

Projected sizes of long dry process rotary kilns with capacities from 3000 to 5000 t/24 h, may be as follows:

Capacity	Size	Kiln volume
3000 t/24 h	6 × 200 m	6650 m ³
4000 t/24 h	6.7 × 230 m	8100 m ³
5000 t/24 h	7.5 × 260 m	11,400 m ³

The simplified heat balance of a long dry process rotary kiln with a one-stage suspension preheater and with satellite coolers is about as follows:

	kcal/kg cli.
Clinker burning	420
Evaporation of water	4
Exit gas losses	223
Heat in clinker	22
Cooler waste air (Satellite coolers)	0
Losses through walls,	
Kiln shell	104
Preheater	10
Cooler	66
Balance (not estimated)	48

The exit gas temperature is 370 °C, and the heat consumption amounts to 897 kcal/kg of clinker [233].

Long dry process rotary kilns without the one-stage suspension preheater show higher exit gas temperatures of about 700–750 °C. For the dust collectors the temperature of the exit gases must be reduced to 285 °C. This is mostly achieved by employing a water spray system, which is described in section 19.7.

19.6. Cooling of the rotary kiln shell

Practical experience of the Soviet cement industry showed that water cooling of the burning zone of the rotary kiln's shell has a protective influence on the lifetime of the refractory. Cooling of the kiln shell extends the refractory's lifetime 1.5 to 2 times, compared with refractory without shell cooling. Cooling of the kiln shell facilitates the formation of a protective coating on the refractory, especially in cases where raw mix with a high content of SiO₂ is employed.

Without cooling of the kiln shell, a thin fused layer of low viscosity liquid clinker phase is formed on the hot refractory, which fails to provide a protective coating. Of course, cooling of the kiln shell causes also cooling of the refractory; on the cooled refractory, the thin fused layer of the liquid clinker phase gets a higher viscosity, thus creating favorable conditions for the formation of coating.

In der Mehrzahl der Fälle, wo Wasserkühlung angewendet wurde, konnte in der Brennzone des Drehofens hochfeuerfeste Schamotte an Stelle von anderem, teurerem Ofenfutter verwendet werden.

In Drehöfen mit Durchmessern von 3,6 m und darüber, in welchen 230 mm starke Chrommagnetsteine verwendet wurden, konnte nach Einführung der Wasserkühlung des Ofenmantels die Steinstärke auf 160 mm und in manchen Fällen auf 120 mm herabgesetzt werden. Allein durch Herabsetzung der Steinstärke wurden Einsparungen von 20 % erreicht. Eine geringere Steinstärke vergrößert außerdem den nutzbaren Ofeninhalt und somit auch die Leistung des Drehofens.

Die Wasserkühlung verursacht keine höheren Wärmeverluste des Ofenmantels im Abschnitt der Brennzone, im Gegenteil, so wird behauptet, werden dabei die Strahlungsverluste durch die isolierende Ansatzschicht, die sich auf dem Ofenfutter bildet, verringert.

Durch Änderung der Menge des Kühlwassers ist es möglich, die Stärke des Ansatzes auf dem Ofenfutter zu kontrollieren. Praktisch wird die Kühlung des Ofenmantels in der Brennzone wie in Fig. 19.49 dargestellt durchgeführt.

In the majority of cases where water cooling was applied, it was possible to employ in the rotary kiln's burning zone, high alumina refractory, instead of other, more expensive kiln lining.

In rotary kilns with diameters of roughly 3.6 m and more, where chrome-magnesite bricks of 230 mm thickness were used, it was possible to reduce the thickness of the bricks down to 160 mm, and in some cases even to 120 mm, after water cooling of the kiln shell was employed. The sole reduction of the brick size resulted in savings of 20 %. Besides, a thinner lining increases the effective kiln volume and thus also the capacity of the rotary kiln.

There are no higher heat losses caused by cooling the burning zone of the kiln shell, on the contrary, it is asserted, heat losses by radiation are reduced by the insulating properties of the coating built up on the refractory.

By changing the quantity of the cooling water, it is possible to control the thickness of the coating on the refractory. In practice the cooling of the kiln shell's burning zone is accomplished according to the drawing shown in Fig. 19.49.

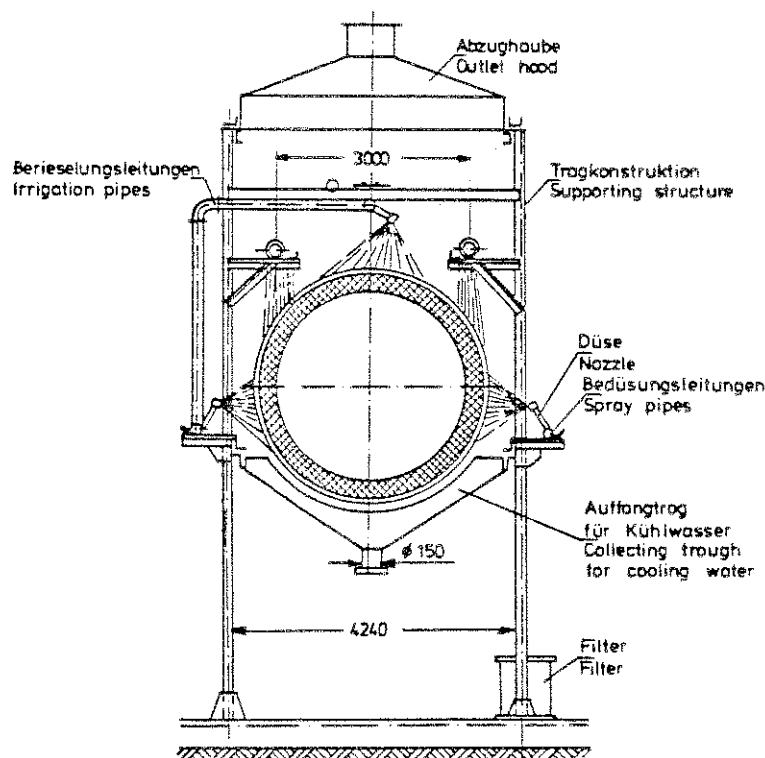


Fig. 19.49. Kühlung der Brennzone des Drehofenmantels

Die Kühleinrichtung besteht aus zwei Berieselungsrohrleitungen von 150 mm Durchmesser. Jede dieser Rohrleitungen hat entlang der gesamten Länge zwei Reihen von Berieselungsöffnungen mit einem Durchmesser von 4 mm, die in einem Abstände von je 30 mm angeordnet sind. Die Berieselungsleitung ist in 8 Abschnitte mit gesonderter Wasserzufuhr aufgeteilt. An beiden Enden der Berieselungsleitungen

Fig. 19.49. Burning zone cooling of the rotary kiln shell

The cooling arrangement consists of two irrigation pipelines with a diameter of 150 mm; along the total length of each of these pipelines are two rows of 4 mm diameter orifices, located at a distance of 30 mm from each other. The irrigation pipeline is divided into 8 sections with separate water supply. In order to extend the temperature curve, the irrigation orifices on both ends of the pipelines are arranged

sind die Berieselungsöffnungen in größeren Entfernungen voneinander angeordnet, um so die Temperaturkurve mehr auszudehnen. Außer den Berieselungsleitungen sind 3 Bedüsungsleitungen vorgesehen. Nach Anfahren des Ofens auf Normalbetrieb, wird durch stufenweises Einschalten der Bedüsung gekühlt, um so ein plötzliches Abkühlen zu vermeiden. Später wird auf Berieselung umgeschaltet, wobei dann die Bedüsung, je nach Bedarf, meist ausgeschaltet wird. Die Düsen sind in einem Abstände von 700 mm vom Ofenmantel angebracht. Für die Bedüsung ist Filtrieren des Wassers erforderlich.

Die Länge des wassergekühlten Ofenabschnittes beträgt 6 Ofendurchmesser, gerechnet vom Ende der Brenndüse. Der Kühlwasserverbrauch wird für den sowjetischen Naßdrehofen 5×185 m mit $80 \text{ m}^3/\text{h}$ angegeben. Die hier beschriebene Kühlanlage des Drehofenmantels ist eine Entwicklung des sowjetischen Forschungsinstitutes Giprocement und wird in vielen Zementfabriken der UdSSR angewendet [234].

Ob die Wasserkühlung des Drehofenmantels überall Anwendung finden kann ist eine strittige Frage, da andererseits Erfahrungen vorliegen, daß diese Kühlungsweise des Ofenmantels auch negative Wirkungen hervorruft.

further apart. In addition to the irrigation pipelines there are also 3 water spray pipelines. After start-up of the kiln to normal operation, cooling is performed by gradually engaging the spray system to prevent sudden cooling. Later, irrigation is cut in, whereby the spray system, according to the requirements, is mostly disconnected. The spray nozzles are located in a distance of 700 mm from the kiln shell. The spray water requires filtration.

The length of the water cooled kiln section equals 6 kiln diameters, starting from the tip of the kiln burner. The water consumption for shell cooling of the 5×185 m Soviet wet process rotary kiln amounts to $80 \text{ m}^3/\text{h}$. The cooling arrangement of the rotary kiln shell described above, is a development of the Soviet Research Institute Giprocement, and is widely employed in the cement industry of the USSR [234].

It is debatable whether cooling of the rotary kiln shell is beneficial, since there is evidence that water cooling may also have negative effects.

19.7. Kühlung der Abgase des Drehofens

Zur Reduzierung der Temperatur der Drehofenabgase zwecks Reinigung in Faserstoff-Staubfiltern, zur Befeuchtung der Ofenabgase für elektrostatische Entstauber, sowie zur Kühlung der sogenannten Umleitgase (Beipaf-Gas) aus dem Schwebegas-Wärmetauscherofen, wird Wassereindüsung bzw. Verdampfungskühlung angewendet. Im folgenden Beispiel wird gezeigt, welche Wassermenge zur Senkung der Temperatur der Ofenabgase erforderlich ist.

Beispiel:

Ein langer Trockendrehofen mit einer Leistung von $500 \text{ t}/24 \text{ h}$ (347 kg Klinker/min.) und einem spez. Wärmeverbrauch von 1134 kcal/kg Klinker, liefert $578 \text{ Nm}^3/\text{min}$ Abgase, d.h. $1.66 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ Klinker. Die Abgase bestehen aus 482 Nm^3 ($482 \times 1.298 = 623.1 \text{ kg}$) Verbrennungsgasen und aus 96 Nm^3 ($96 \times 1.9768 = 189.8 \text{ kg}$) Kohlensäure aus dem Rohmehl. Das Gewicht der Abgase beträgt $812.9 \text{ kg}/\text{min}$. Die Temperatur der Abgase beträgt 450°C und soll durch Wassereindüsung auf 285°C gekühlt werden, um das Gewebe der Tuchfilter nicht zu beschädigen. Hierzu dienen folgende Formeln:

$$\text{kg/min Abgas} \times 0.25 (t_1 - t_2) = \text{kcal/min.}$$

$$y = \frac{\text{kcal/min}}{H_{t_2} - H_{t_3}}$$

worin

Temperatur der Ofenabgase = t_1
 Reduzierte Temperatur der Ofenabgase (im Beispiel 285°C) = t_2

19.7. Cooling of the rotary kiln exit gases

Water spray is required to condition rotary kiln exit gases for passage through fabric dust collectors and to moisten kiln exit gases for electrostatic precipitators. So-called bypass gases from suspension preheater kilns also require water spray. The following example shows how much water is required for the temperature reduction of kiln exit gases.

Example:

A long dry process rotary kiln with a capacity of $500 \text{ t}/24 \text{ h}$ (347 kg cli./min), and with a specific heat consumption of 1134 kcal/kg clinker, emits $578 \text{ st.m}^3/\text{min}$ exit gases, i.e. $1.66 \text{ st.m}^3/\text{kg}$ of clinker. The exit gases consist of 482 st.m^3 ($482 \times 1.2928 = 623.1 \text{ kg}$) combustion gases, and of 96 st.m^3 ($96 \times 1.9768 = 189.8 \text{ kg}$) carbon dioxide from the raw mix. The weight of the exit gases is $812.9 \text{ kg}/\text{min}$. The temperature of the exit gases is 450°C . Employing water spray, this temperature has to be cooled to 285°C to prevent damage to the fabric of the dust collector. For this, the following formulas apply:

$$\text{kg/min. exit gas} \times 0.25 (t_1 - t_2) = \text{kcal/min}$$

$$y = \frac{\text{kcal/min}}{H_{t_2} - H_{t_3}}$$

where

temperature of kiln exit gases = t_1
 reduced temp. of kiln exit gases (in example 285°C) = t_2

19.7. Kühlung der Abgase des Drehofens

19.7. Cooling of the rotary kiln exit gases

Temperatur des Wassers (15 °C)	= t_3	= temperature of water (15 °C)
Wärmeinhalt des Wassers bei Temp. t_2	= H_{12}	= heat content of water at temp. t_2
Wärmeinhalt des Wassers bei Temp. t_3	= H_{13}	= heat content of water at temp. t_3
Zur Eindüsung erforderliche Wassermenge in kg	= y	= quantity of water required for water spray, kg

Die entsprechenden Werte in die Formeln eingesetzt:
 $812.9 \text{ kg} \times 0.25 (450 - 285) = 33,532 \text{ kcal/min.}$

Using the corresponding figures in the formulas:
 $812.9 \text{ kg} \times 0.25 (450 - 285) = 33,532 \text{ kcal/min}$

$$y = \frac{33,532}{808 - 15} = 42.3 \text{ kg Wasser/min}$$

$$y = \frac{33,532}{808 - 15} = 42.3 \text{ kg water/min}$$

Gasvolumen vor Wasserdüsung

$$578 \text{ Nm}^3 \text{ Abgase} \times \frac{273 + 450}{273} = 1526 \text{ m}^3 \text{ bei } 450^\circ \text{C}$$

Gas volume before water spray

$$578 \text{ stl m}^3 \text{ exit gases} \times \frac{273 + 450}{273} = 1526 \text{ m}^3 \text{ at } 450^\circ \text{C}$$

Gasvolumen nach Wassereindüsung

$$578 + (42.3 \times 1.24) = 630 \times \frac{273 + 285}{273} = 1285 \text{ m}^3 \text{ bei } 285^\circ \text{C}$$

Gas volume after water spray

$$578 + (42.3 \times 1.24) = 630 \times \frac{273 + 285}{273} = 1285 \text{ m}^3 \text{ at } 285^\circ \text{C}$$

In Fig. 19.50. ist das Schema einer Wassereindüsungseinrichtung zur Herabsetzung der Temperatur der Drehofenabgase dargestellt (Fuller Co., Bethlehem, Pa. USA, Bulletin N. WS-1 A).

Fig. 19.50. shows the schematic of a water spray arrangement for temperature reduction of rotary kiln exit gases (Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA, Bulletin No WS-1 A).

Tabelle 19.13. enthält Angaben über Größen von Wasser-Eindüsungsanlagen (Verdampfungskühlern).

Table 19.13. contains data about sizes of water spray arrangements

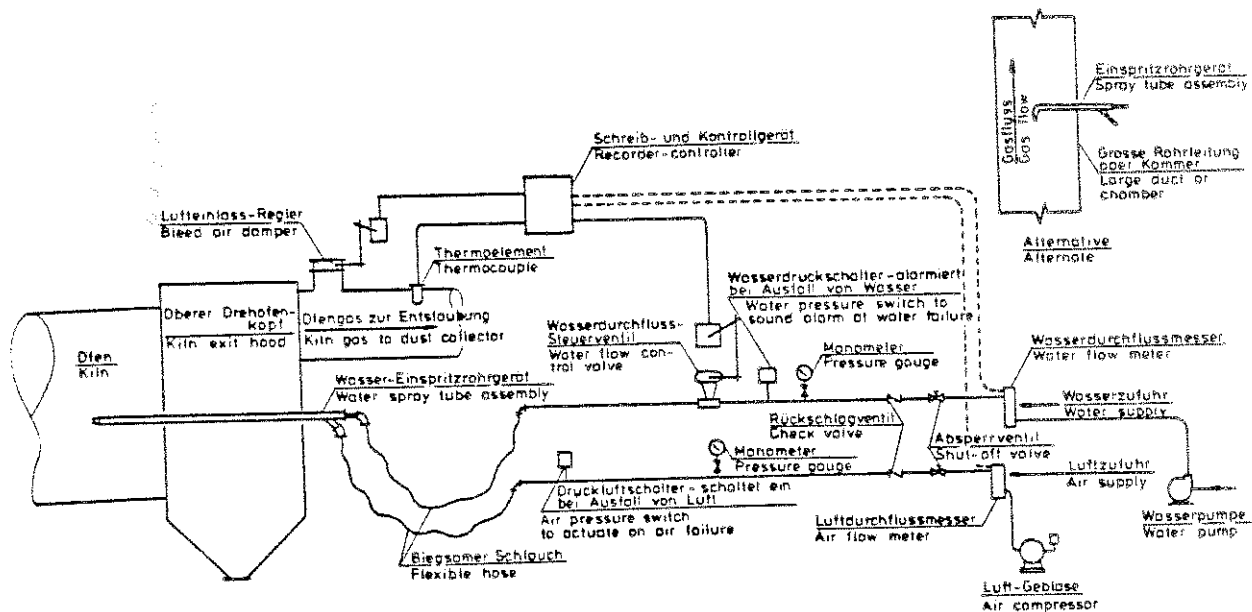


Fig. 19.50. Schema einer Wasser-Eindüsungsanlage zur Kühlung der Drehofenabgase

Fig. 19.50. Schematic of a water spray arrangement for cooling of rotary kiln exit gases

Verdampfungskühler zur Kühlung der Abgase finden weitgehend Anwendung vor allem in den Vereinigten Staaten, wo bis vor nicht langer Zeit die Brennstoffkosten nicht sehr ausschlaggebend waren. In Europa trachtet man natürlich danach, die Abgaswärme weitgehend zur Rohstofftrocknung auszunutzen. Nachgeschaltete Trockentrommeln oder Mahltrocknungsanlagen machen dann den Verdampfungskühler entbehrlich.

Water spray systems for kiln exit gas cooling are mostly used in the U.S., where the fuel cost was until recently not a decisive factor. In contrast to American practice, European cement plants always utilized the hot kiln exit gases for raw material drying. Utilizing kiln exit gases in rotary dryers or drying-grinding mills arranged behind the kiln, make water spray systems dispensable.

Tabelle 19.13.

Table 19.13.

Wasser-Eindüsungsanlage — Erzeuger Water Spray Arrangement-Manufacturer	Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA			
Wasser — Liter pro Minute Water — liter/min	0–132	0–265	0–400	0–605
Maximaler Luftdruck, kg/cm ² Maximum Air Pressure, PSIG	4.9 70	8.6 123	15.4 220	15.4 220
Maximaler Wasserdruck in der Düse, kg/cm ² Maximum Water Pressure at Nozzle, PSIG	2.8 40	2.8 40	2.8 40	3.5 50
Kompressor, kW Compressor, HP	11.2 15	18.6 25	37.2 50	37.2 50

19.8. Der Lepol-Ofen

Eine bedeutende Entwicklung des Zementtrockenverfahrens in wärmewirtschaftlicher Beziehung brachte insbesondere für Europa die Erfindung des Lepol-Ofens im Jahre 1928. „Lepol“ bedeutet die Zusammenfügung der Anfangssilben des Namens des Erfinders, Otto Lellep, und der Firma Polysius, die das Patent erworben und die Entwicklung des Verfahrens betrieben hat. Die drastische Verringerung des Brennstoffaufwandes um mehr als 50 % führte bis zum zweiten Weltkrieg zur Inbetriebnahme von ca. 120 Anlagen mit Leistungen bis 600 Tagestonnen bei einem Wärmeverbrauch von ca. 1000 kcal/kg Klinker. In den Jahren nach 1950 wurde das Verfahren unter Ausübung des Patents der sogenannten doppelten Gasführung weiter entwickelt und weitere 300 Anlagen wurden in Betrieb gesetzt mit Leistungen bis 3000 t/24 h. Der Wärmeaufwand wurde auf ca. 800 kcal/kg Klinker gesenkt.

Bei dem Verfahren wird einem kurzen Drehofen ein Wanderrost vorgeschaltet, auf welchem eine 15–20 cm dicke Schicht von Rohmehlformlingen (Granalien) von den ca. 1000 °C heißen Drehofenabgasen durchströmt wird. Die Abgase haben eine Temperatur von ca. 100 °C. Sie enthalten aufgrund der Filterwirkung der Granalienschicht nur wenig Staub und sind wegen ihrer geringen Temperatur und ihres Gehaltes an verdampftem Granulierwasser für die Elektroentstaubung gut konditioniert.

Fig. 19.51. zeigt das Schema eines Lepol-Ofens mit einfacher Gasführung. Fig. 19.52 zeigt den Lepol-Ofen mit doppelter Gasführung.

Bei der einfachen Gasführung nach Fig. 19.51. durchdringen die Drehofenabgase mit ca. 1000 °C die Granalienschicht von oben nach unten und werden dann zur Entstaubungsanlage abgesaugt. Der Trockenkammer wird Frischluft zugeführt, um ein Zerspringen der Granalien durch zu hohen Dampfdruck zu vermeiden. Das hat Wärmeverluste und Vergrößerung der Abgasmenge zur Folge. Deshalb wird im Zuge der Weiterentwicklung bei dem Verfahren nach

19.8. The Lepol-kiln

The invention of the Lepol kiln in 1928 was a significant development in the field of the dry production process, when considered from the viewpoint of heat economy, especially under European manufacturing conditions. The term „Lepol“ was created by combining the initial syllables of the inventor's name (Otto Lellep) with the company's name Polysius; the latter acquired the patent and continued the development of this process. Until World War II, the drastic reduction in heat consumption by more than 50 %, resulted in the erection of about 120 Lepol kilns, with capacities up to 600 metric t/24 h, and a heat consumption of about 1000 kcal/kg clinker. After 1950, this process was further refined, resulting in the so-called double gas circuit, and 300 more Lepol kilns were erected with capacities up to 3000 metric t/24 h. Simultaneously, the heat requirement was reduced to approximately 800 kcal/kg clinker.

The main feature of this process is a short rotary kiln working in conjunction with a traveling grate; the grate is covered with a 15–20 cm thick layer of raw material pellets or granules, penetrated by 1000 °C hot kiln exit gases. The temperature of the grate exit gases is about 100 °C. Due to the filtering effect of the layer of granules, the dust load of the exit gases is very low; also the low temperature as well as the content of water vapor make the exit gases ideally conditioned for electrostatic precipitation.

Fig. 19.51. shows the schematic of a Lepol kiln with single gas circuit. Fig. 19.52. shows the Lepol kiln with double gas circuit.

With single gas circuit according to Fig. 19.51. the rotary kiln exit gases penetrate the bed of nodules downward, from where they are withdrawn by suction and led to the dust collector. Fresh air is supplied through the inlet damper to the drying compartment, to prevent the bursting of the granules, due to high vapor pressure. This results in heat losses and in higher exit gas volume. Therefore, in the course of further development of this process (Fig. 19.52.), fresh

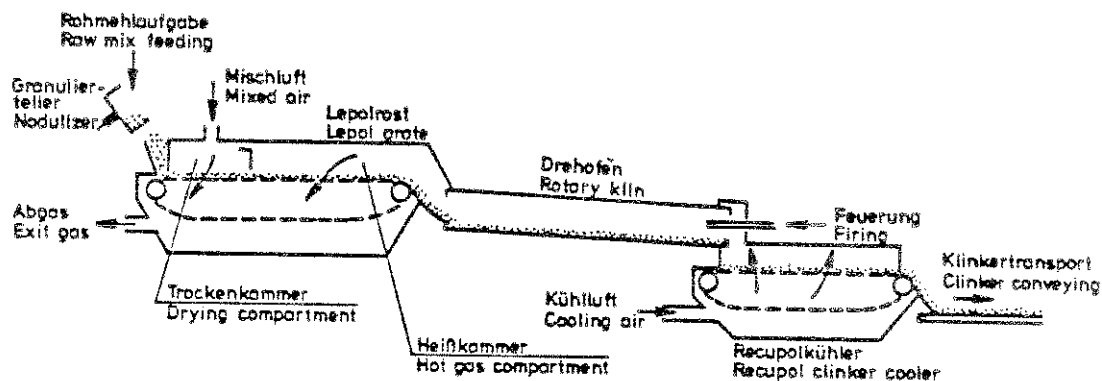


Fig. 19.51. Lepol-Ofen mit einfacher Gasführung

Fig. 19.51. Lepol kiln with single gas circuit

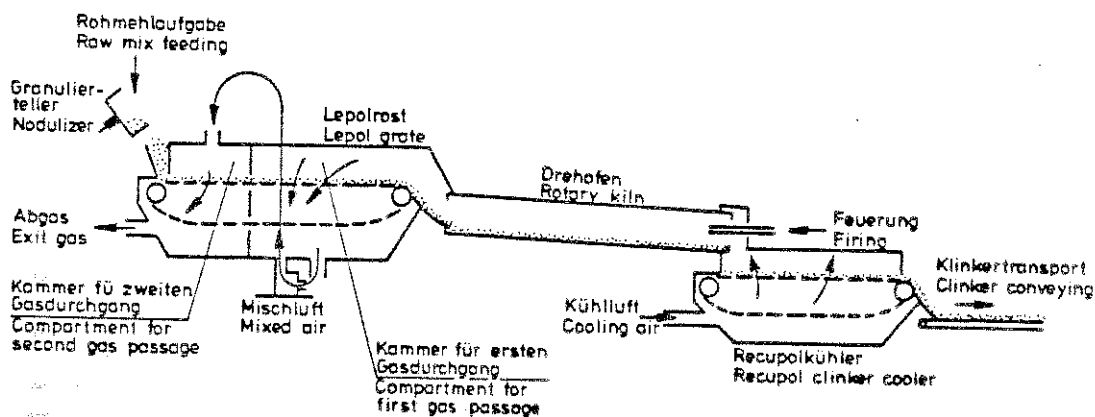


Fig. 19.52. Lepol-Ofen mit doppelter Gasführung

Fig. 19.52. Lepol kiln with double gas circuit

Fig. 10.52. keine Frischluft mehr zugesetzt. Die Drehofenabgase von ca. 1000 °C durchdringen dabei die Granulierschicht in der Vorkammer zum ersten Mal, werden dann in Zyklonen zwischenentstaubt und mit ca. 400 °C in der Nachkammer zum zweiten Mal durch die Granulierschicht gezogen. Die Menge der Abgase von ca. 100 °C wird bei diesem Verfahren erheblich herabgesetzt.

Die Zwischenentstaubung der Abgase bietet eine willkommene Möglichkeit, durch Entfernen der hier anfallenden alkalihaltigen Stäube, die aus dem Alkali-Kondensationsbereich stammen, den Alkaligehalt des Zementes zu verringern, indem man diese Stäube aus dem Kreislauf ausscheidet. (Das Alkalienproblem wird in Kapitel 20 dieses Buches behandelt.)

Will man den Alkali-gehalt des Zementes noch weiter verringern, wird in der Nähe des Drehofeneinlaufs der Raum über dem Rostband an einen Beipass angeschlossen. Der so abgesaugte Abgasanteil wird durch Zusatz von Luft abgekühlt und in einem Elektrofilter von Alkalistäuben befreit. Vom Elektrofilter wird das gereinigte Abgas zur Trockenkammer des Lepolrostes geleitet.

Fig. 19.53. zeigt das Fließschema einer Ofenanlage, bei der solche Möglichkeiten zur Anwendung kommen.

air is no longer added. With this improved process, the kiln exit gases of about 1000 °C, penetrate for the first time the bed of nodules in the 1. compartment, and after passing a set of intermediate dust collection cyclones, enter into the 2. compartment with a temperature of about 400 °C, where they pass the bed of nodules for the second time. This results in a considerable reduction of the volume of the exit gases, which at this point show a temperature of about 100 °C.

The intermediate dust removal from the exit gases and the subsequent discarding of the alkali laden dust generated inside the alkali condensation area, creates an excellent opportunity to reduce the alkali content of the cement by eliminating this dust from circulation. (The alkali problem is discussed in chapter 20 of this book.)

If the alkali content is to be reduced to a lower level, a bypass arrangement is closely connected to the rotary kiln inlet in the area above the traveling grate. Air is used to cool this part of the diverted exit gases, which are then led into an electric filter, to precipitate the alkali laden dust particles. The cleaned gas is then led from the E-precipitator to the drying compartment of the Lepol grate.

Fig. 19.53. shows a flow chart of a Lepol kiln with bypass arrangement.

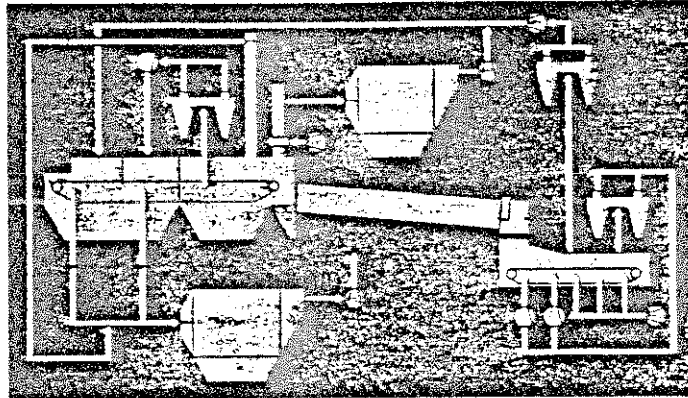


Fig. 19.53. Fließschema einer Lepol-Ofenanlage für 3,300 t/24 h

Fig. 19.53. Flow chart of a Lepol kiln for a capacity of 3,300 metric t/24 h

Es handelt sich um eine Lepol-Ofenanlage für eine Leistung von 3,300 t/24 h mit Naßaufbereitung. Das Verfahren wurde aufgrund der hohen Grubenfeuchte sowie des Chlor- und Alkaligehaltes des Materials gewählt. Die Kreide (22–23 % Grubenfeuchte) wird mit Elmerkettensbaggern abgebaut, zusammen mit dem Tonschlamm gemahlen, abgesiebt und anschließend homogenisiert und gelagert. Der Schlamm wird mit Kalkmilch andickt (Feuchte 40 %). In 11 Filterkammerpressen wird der Wassergehalt auf ca. 21,5 % reduziert. Der Filterkuchen wird in Silos gelagert, daraus mit Schnecken abgezogen, im Siebkneiter zu Formlingen verpreßt und dann dem Lepol-Rost über ein Schwenkband aufgegeben; siehe Fließschema in Fig. 19.54.

It shows a Lepol kiln with a capacity of 3,300 metric t/24 h; the wet production process is applied. This process was selected because of the high natural moisture, as well as with regard of the chlorine and alkali situation of the raw material. The chalk (22–23 % out of pit moisture) which is quarried with a bucket excavator, is then ground together with the clay slip, screened, homogenized and stored. The slurry is then thickened with lime milk up to 40 % moisture. It then passes a row of eleven chamber filter presses, where the water content is reduced to about 21,5 %. Then the filter cake is stored in silos, whence it is withdrawn by screw conveyors, nodulized in a kneading mill, and subsequently fed by a swinging belt conveyor to the Lepol grate; see flow chart in Fig. 19.54.

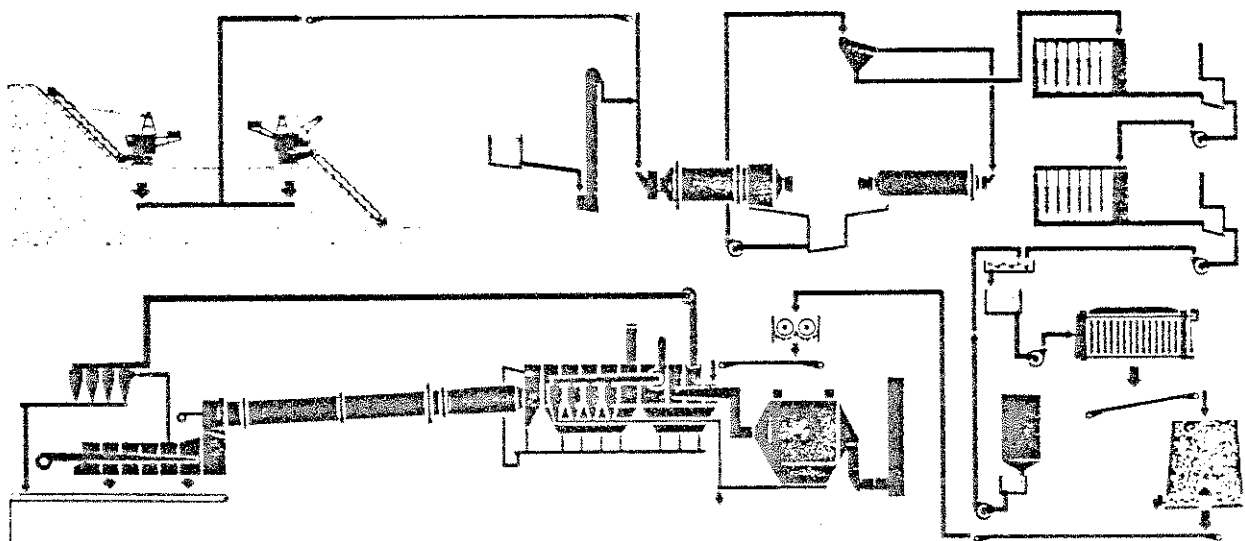


Fig. 19.54. Fließschema einer Lepol-Anlage mit Naßaufbereitung

Fig. 19.54. Flow diagram of a Lepol Plant with wet processing

In dem Fließschema der Ofenanlage Fig. 19.53. ist der Lepol-Rost in Vortrocken-, Trocken- und Heißkammer unterteilt. Das Gas wird aus der Saugkammer abgesaugt, in Zyklonen entstaubt und in die Trockenkammer gedrückt. Vor der Trockenkammer ist die Vortrockenkammer angeordnet, in die vom Kühler etwa 1 Nm³/kg Klinker, Kühlerabluft mit 290 °C eingeführt wird.

Beipafgas wird in der Heißkammer abgezogen. Es wird durch Luftzumischung auf eine Temperatur von 420 °C gebracht, in einem Elektrofilter entstaubt und ebenfalls in die Vortrockenkammer geleitet.

Es ergeben sich als Vorteile:

- a. Keine aufwendige Kühlerabluftentstaubung.
- b. Keine zusätzliche Staubquelle durch den Kühler.
- c. Geringe Wärmeverluste durch Kühlerabluft und Bypafgas.

Der Lepol-Rost hat die Abmessungen 5.6 × 61.7 m, der Drehofen 5.6 × 90 m und der Recupol-Kühler 3.3 × 31.3 m.

Neben dem Lepol-Ofen mit doppelter Gasführung wurden die im weiteren Verlauf dieses Buches behandelten Vorwärmer für trockenes Rohmehl entwickelt.

Trotz der großen Verbreitung der Ofenanlagen mit Rohmehlvorwärmern hat der Lepol-Ofen auch für die Zementindustrie dort seine Bedeutung behalten, wo besondere Rohmaterialverhältnisse vorliegen, wie z. B. hoher Alkaligehalt oder Eigenschaften, die die Aufbereitung zu Rohmehl ausschließen. Der Lepol-Ofen hat eine vielfältige Anwendungsmöglichkeit; dieses Ofensystem wird auch zum Brennen von kleinstückigem Gut wie Kalk- und Dolomitschotter sowie von Nickel- und Eisenerzpellets verwendet [234a, 234b].

On the flow chart, Fig. 19.53, the Lepol grate is divided into a predrying, drying, and hot gas compartment. The gas is evacuated from the suction compartment, and blown into the drying compartment. The predrying compartment which is supplied with clinker cooler exit air, is located in front of the drying compartment. The volume of the clinker cooler exit air is approximately 1st m³/kg of clinker at about 290 °C.

Bypass gas is drawn off from the hot gas compartment; it is then mixed with air which results in cooling to a temperature of 420 °C, cleaned in an electric precipitator and also led into the predrying compartment.

The resulting advantages are:

- a. No expensive dust removal from the clinker cooler exit air.
- b. No additional dust source generated by the clinker cooler.
- c. Low heat losses by the cooler exit air and the bypass gas.

The sizes of the machinery are:

Lepol grate 5.6 × 61.7 m

Rotary kiln 5.6 × 90 m

Clinker cooler 3.3 × 31.3 m

In addition to the Lepol kiln with double gas circuit, raw mix suspension preheaters were developed, which are described in the following chapters of the book.

Despite the enormous expansion of the raw mix suspension preheater kilns, the Lepol kiln remained predominant in cases with special raw material conditions, such as, e.g. high alkali content, or where raw material properties exclude the preparation of dry raw mix. The Lepol kiln's advantage is its versatility, since this kiln is also used for burning of crushed rock such as limestone or dolomite gravel and the pyroprocessing of nickel and iron ore pellets [234a, 234b].

20. Der Schwebegaswärmetauscher

Eine entscheidende Entwicklung des Zementtrockenverfahrens in wärtemwirtschaftlicher Beziehung brachte die Erfindung des 4-stufigen Zyklon-Schwebegaswärmetauschers, der es ermöglicht, bisher noch nicht erlangte niedrige Abgastemperaturen von etwa 330 °C zu erreichen. Der 4-Stufen Zyklonwärmetauscher zur Vorwärmung des Zementrohmeles fand Anfang der fünfziger Jahre praktische Anwendung in der Zementindustrie.

20. The raw mix suspension preheater

A decisive development in the heat economy of the cement dry production process, was the invention of the four-stage raw mix suspension preheater. With this preheater it was possible to obtain very low exit gas temperatures of about 330 °C, which were not attainable so far. The four-stage cyclone suspension preheater, assigned to preheat the cement raw mix, was introduced into the cement industry in 1951.

20.1. Das erste Zyklonwärmetauscher-Patent

Das erste Patent für diesen Rohmehlwärmetauscher wurde vom Ingenieur *M. Vogel-Jørgensen* aus Kopenhagen-Frederiksberg im Patentamt der Tschechoslovakischen Republik in Prag am 1. Juni 1932 unter dem Titel „Art und Einrichtung zur Beschickung eines Drehofens mit fein verteiltem Material“ angemeldet. Das Patent wurde am 25. Juli 1934 unter der Nummer 48.169 erteilt. *M. Vogel-Jørgensen* war ein Angestellter der Fa. F. L. Smidth & Co., Kopenhagen.

In Fig. 20.1. ist die erste Seite der Patentschrift betreffend den 4-stufigen Zyklonwärmetauscher dargestellt. Fig. 20.2. enthält die Patentzeichnungen aus derselben Patentschrift.

20.1. The first cyclone preheater patent

The first patent concerning the raw mix suspension preheater was applied for by Mr. *M. Vogel-Jørgensen*, an engineer from Kopenhagen-Frederiksberg; the application was submitted to the Patent Office of the Czechoslovak Republic in Prague, on June 1, 1932, under the name "Method and arrangement for feeding a rotary kiln with fine dispersed material". The invention was patented on July 25, 1934 (No 48.169). *M. Vogel-Jørgensen* was an employee of the F. L. Smidth Co., Copenhagen.

Fig. 20.1. shows the first page of the patent concerning the four-stage cyclone raw mix suspension preheater. Fig. 20.2. shows the drawings of the patent specification.

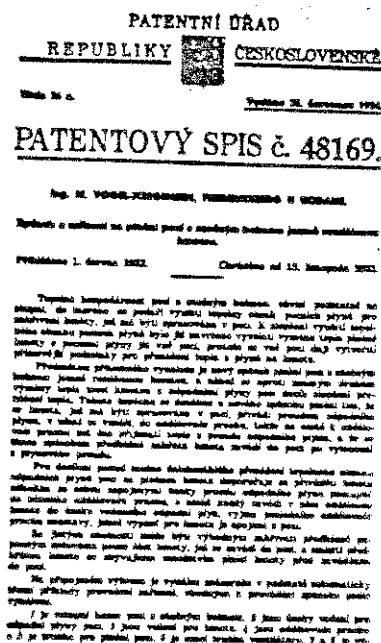


Fig. 20.1. Tschechoslovakische Patentschrift betreffend den 4-stufigen Zyklonwärmetauscher; Erfinder ist Ing. M. Vogel-Jørgensen aus Kopenhagen-Frederiksberg

Fig. 20.1. Czechoslovak patent concerning the 4-stage cyclone heat exchanger; inventor is Engineer M. Vogel-Jørgensen of Copenhagen-Frederiksberg

Die Patentbeschreibung enthält alle wesentlichen Merkmale des 4-stufigen Zyklonwärmetauschers, der gegenwärtig in der Zementindustrie weit verbreitet ist. Inbegriffen ist auch die Ausnützung der Wärmetauscher-Abgase für die Rohmaterialtrocknung.

The patent description contains all characteristic features of a four-stage cyclone raw mix suspension preheater, which at the present time is the most common preheater in the cement industry. Also included in the description is the utilization of the preheater exit gases for raw material drying.

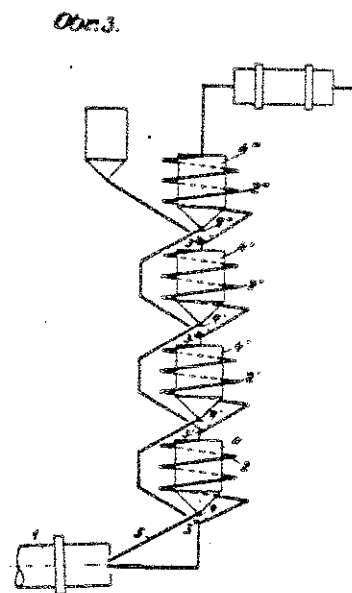
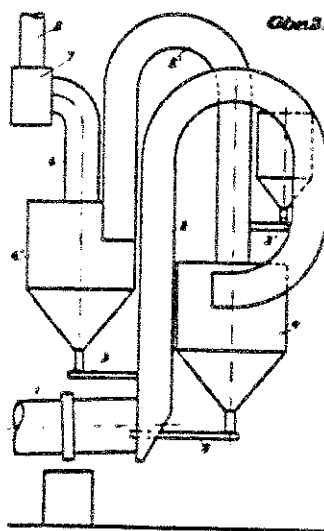
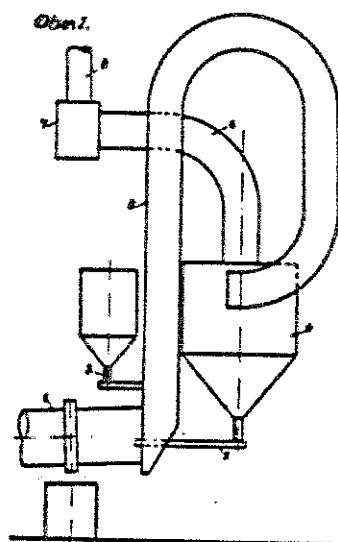
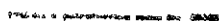


Fig. 20.2. Patentzeichnung aus der tschechoslowakischen Patentschrift betreffend den 4-stufigen Zyklonwärmetauscher

Fig. 20.2. Patent drawings of the Czechoslovak patent concerning the 4-stage cyclone preheater

20.2. Der Humboldt-Zyklonwärmetauscher

Die Realisierung der Idee hat jedoch lange Zeit in Anspruch genommen und es vergingen fast 20 Jahre von der Patentanmeldung bis zur industriellen Eignung des Zyklonwärmetauschers und seiner Einführung in die Zementindustrie durch die Firma Humboldt, jetzt KHD Humboldt Wedag AG. Der erste von F. Müller modifizierte Humboldt-Zyklonwärmetauscher wurde 1951 in Betrieb genommen.

Im Humboldt-Wärmetauscherofen wird der Brennprozeß in zwei Phasen aufgeteilt: das konventionelle Brennrohr wird wesentlich verkürzt und die Vorwärmung sowie die teilweise Calcinierung des Rohmehls durch die heißen Ofenabgase wird in den Schwebegaswärmetauscher verlegt.

Der Zyklonwärmetauscher besteht aus vier oder fünf Zyklonen, die übereinander angeordnet sind. Zur besseren Abscheidung ist der oberste Zyklon als Doppelzyklon ausgebildet [235]. Die Zyklone sind mit Gassteigrohrleitungen, die quadratischen Querschnitt haben, verbunden; das oberste Gasrohr hat einen kreisförmigen Querschnitt. Zyklon und Gasrohrleitung bilden je eine Stufe des Wärmetauschers. Die Wärmetauscherstufen werden von oben nach unten

20.2. The Humboldt cyclone preheater

The realization of this concept was time consuming, and almost 20 years elapsed from granting the patent to the practical application in the cement industry by the Humboldt Company, now KHD Humboldt Wedag AG. In 1951 the first Humboldt cyclone suspension preheater, modified by *F. Müller*, was put into operation.

The Humboldt preheater kiln divides the burning process into two phases: the conventional burning cylinder is considerably shortened, and the preheating and partial calcining of the raw mix by the hot kiln exit gases is performed in the cyclone raw mix suspension preheater.

The cyclone suspension preheater consists of four or five cyclones arranged one upon another. For better separation, the uppermost cyclone is built as a double cyclone [235]. The cyclones are connected with gas ducts of square cross-sections; the cross-section of the uppermost gas duct is circular. Each cyclone and the related gas duct form one preheater stage. The preheater stages are numbered I to IV or V, top to bottom. Cyclone discharge openings are connected

mit Nr. I bis IV oder V bezeichnet. Von den Zyklon-
ausläufen münden Mehrlrohrleitungen oder Fallrohre
in das darunter liegende Gassteigrohr. Das Fallrohr
der Stufe IV oder V mündet in den Drehofen.

20.2.1. Teilchengröße und Abscheidung

Im Zyklonwärmetauscher erfolgt der Wärmeaus-
tausch in den einzelnen Gassteigrohren und Zyklo-
nen im Gleichstrom; als Ganzes betrachtet arbeitet
der Zyklonwärmetauscher im stufenweisen Gegen-
strom. Der Wärmeaustausch zwischen Gas und Roh-
mehl findet in der Schwebesatt. Die große Oberflä-
che, die das Rohmehl im Schwebegaswärmetauscher
entwickelt, bewirkt einen schnellen und intensiven
Wärmeaustausch.

Die Abscheidungszeit der Rohmehlpartikel im Wär-
metauscherzyklon verkürzt sich mit dem Quadrat der
Teilchendurchmesser, wobei angenommen wird, daß
die Teilchen Kugelgestalt haben. Um in den Zyklo-
nen eine gute Abscheidung zu erreichen, soll die
Größe der Teilchen möglichst gleichförmig sein.

Auch das spezifische Gewicht der Teilchen bei glei-
cher Teilchengröße beeinflusst die Zeit der Abschei-
dung in den Zyklo-
nen. Dies bewirkt jedoch keine
merkliche Entmischung des Rohmehles, da in den
nachfolgenden Fall- und Steigrohren wieder
Mischung stattfindet.

20.2.2. Teilchengröße und Erwärmungszeit

Die Zeit, die notwendig ist, um die Rohmehlteilchen
im Gasstrom in der Schwebesatt zu erwärmen, ist ver-
hältnismäßig kurz. Dies geht aus dem in Fig. 20.3.
dargestellten Diagramm hervor, welches die Zeiten
angibt, die zur Erwärmung von Kalksteinteilchen
von verschiedener Größe notwendig sind [236].

Im Diagramm (Fig. 20.3) ist die Oberflächentempera-
tur der Kalksteinteilchen in Prozent der Temperatur
des Gases angegeben, in dem die Teilchen schweben.

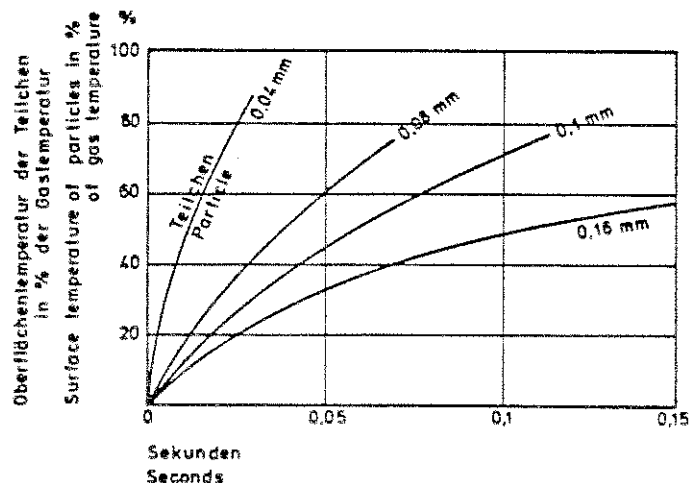


Fig. 20.3. Erwärmungszeit von Kalksteinteilchen verschie-
dener Größe im Schwebegasstrom

with raw mix pipes which flow into the gas duct
located underneath. The raw mix pipe of stage IV or
V flows into the rotary kiln.

20.2.1. Particle size and separation

Heat transfer in the individual gas ducts and cyclones
of the cyclone suspension preheater takes effect in
parallel-flow; however, if considered as a whole, the
cyclone suspension preheater operates in gradual
counter-current. The heat transfer between gas and
raw mix takes effect in a state of suspension. The
large surface developed by the raw mix in the sus-
pension preheater produces a rapid and high rate
heat transfer.

The separation time of raw mix particles in the pre-
heater cyclones is reduced with the square of the par-
ticle diameter; it is assumed that the particles are of
spherical shape. For proper separation in the
cyclones, the particles are required to be of equal
size.

The separation time of equal size particles in the
cyclones is also influenced by the particle's specific
gravity. However, this does not result in noticeable
segregation of the raw mix particles, since mixing
occurs again in the ducts and pipes following the
cyclones.

20.2.2. Particle size and heating time

The time required to heat the raw mix particles by
the gas in a state of suspension is relatively short.
This results from the diagram shown in Fig. 20.3.; the
diagram indicates the periods of time required for
heating of limestone particles of different sizes [236].

The diagram in Fig. 20.3. shows the surface tempera-
ture of limestone particles; this temperature is
expressed in per cent of the temperature of the gas in
which the particles are suspended.

Fig. 20.3. Heating time of limestone particles of various
sizes suspended in a stream of gas

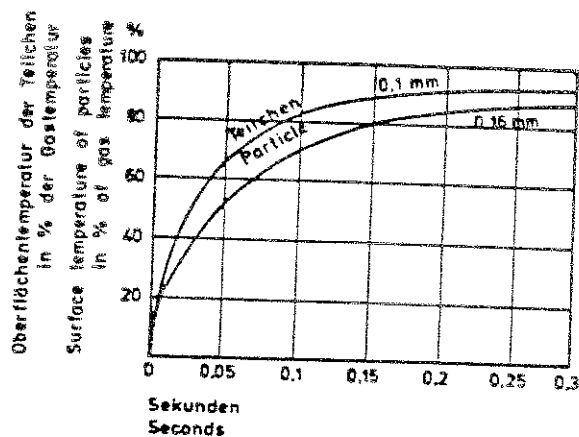


Fig. 20.4. Erwärmungszeit von Quarzteilen vom Durchmesser 0.1 und 0.16 mm im Schwebegasstrom

Fig. 20.4. Heating time of 0.1 and 0.16 mm dia. quartzite particles suspended in a stream of gas

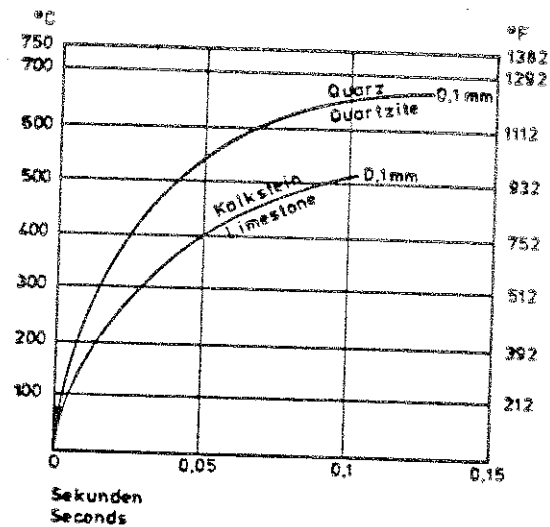


Fig. 20.5. Erwärmungszeitkurven von Quarz- und Kalksteinteilchen von 0.1 mm Durchmesser im Schwebegasstrom von 750 °C

Fig. 20.5. Heating time curves of quartzite and limestone particles of 0.1 mm diameter, suspended in a stream of gas of 750 °C

Das Diagramm in Fig. 20.4. gibt die Erwärmungszeit an, die erforderlich ist, um Quarzteilechen vom Durchmesser 0.1 und 0.16 mm im Schwebegasstrom zu erwärmen. Vergleicht man die Erwärmungszeitkurven von Quarz mit denen von Kalkstein, so sieht man, daß Quarzteilechen vom Durchmesser 0.1 und 0.16 mm in derselben Zeiteinheit auf eine viel höhere Temperatur erwärmt werden als Kalksteinteilechen desselben Durchmessers. Diese Erscheinung ist in Fig. 20.5. dargestellt. Danach wird in einem 750 °C heißen Schwebegasstrom in einer Zeitspanne von 0.1 Sekunden ein Kalksteinteilchen vom Durchmesser 0.1 mm auf 515 °C erwärmt, während ein Quarzteilechen desselben Durchmessers in derselben Zeit auf 650 °C erwärmt wird.

Die in Fig. 20.5. angegebenen Erwärmungszeiten beziehen sich auf Idealbedingungen, unter denen ein einzelnes Materialteilchen, frei schwebend, vollkommen vom heißen Gas umgeben ist. Im praktischen Betrieb jedoch bilden sich Zusammenballungen von Rohmehlteilchen, die den Wärmeübergang verzögern.

Wie aus dem Diagramm in Fig. 20.3 ersichtlich ist, erfordern größere Teilchen eine längere Erwärmungszeit. Größere Teilchen werden im Zyklon abgeschieden, bevor sie die Temperatur der umgebenden Gase erreicht haben. Dies vermindert die Intensität des Wärmeaustausches und ist der Grund dafür, daß mehrere Zykclone in Reihe geschaltet, den Wärmeaustausch intensivieren. Das Rohmehl gelangt von Stufe zu Stufe in immer höhere Gastemperaturen und wird so auf die Ofeneintrittstemperatur erwärmt.

20.2.3. Dimensionen des Zyklonwärmetauschers

Die Dimensionierung der Höhe und des Durchmessers der einzelnen Zykclone erfolgt nach allgemein

Fig. 20.4. shows diagrammatically the heating time required to heat quartzite particles of the diameter of 0.1 and 0.16 mm (100 and 160 microns), suspended in a stream of gas. When comparing the heating time periods of quartzite with those of limestone, it can be seen that in the same period of time, quartzite particles of 0.1 and 0.16 mm diameter, are heated to a far higher temperature, than limestone particles of the same diameter. This phenomenon is displayed in Fig. 20.5. According to this, it takes 0.1 seconds to heat a 0.1 mm diameter limestone particle to a temperature of 515 °C whereas during the same time a quartzite particle of the same diameter is heated to 650 °C.

The heating time periods shown in Fig. 20.5. refer to ideal conditions, where a single freely suspended particle is completely surrounded by hot gases. However, in practical operation, agglomerations of raw mix particles are formed, which delay the heat transfer.

As the diagram in Fig. 20.3 shows, larger particles require a longer heating time. Larger particles are separated in the cyclone before acquiring the temperature of the surrounding gases. This reduces the intensity of the heat transfer, and is the reason that several cyclones connected in series are employed to intensify the heat transfer. The raw mix arrives from stage to stage in higher and higher gas temperatures, and is in this way heated up to the kiln inlet temperature.

20.2.3. Sizes of cyclone preheaters

The sizing of the height and diameter of the particular cyclones is derived according to general rules.

gültigen Regeln. Die Durchmesser der Zykclone Nr. II, III und IV sind gleich. Gassteigrohre und Zykclone sind mit feuerfester Masse und Schamottesteinen ausgekleidet. Die Fallrohre für den Mehitransport von Stufe III (IV) zu Stufe IV (V) und von hier in den Drehofen sind ebenfalls mit feuerfester Masse ausgelegt.

Die Höhe des zylindrischen Teils der Zykclone II, III und IV wird niedrig gehalten, da man in diesen Stufen nicht auf hohe Abscheidegrade Wert legt. Dadurch wird der Druckverlust herabgesetzt; gleichzeitig wird die Bauhöhe verringert. Nur die Zykclonestufe Nr. I ist für einen hohen Abscheidegrad dimensioniert; diese besteht immer aus zwei Zykclonen, unabhängig von der Größe des Wärmetauschers.

Der Druckverlust des Zykclonewärmetauschers beträgt etwa 55–60 mbar.

Der Staubgehalt der Abgase des Schwebegas-Wärmetauschers beträgt nach verschiedenen Messungen etwa 80–115 g/kg Klinker, also im Mittel etwa 10 % des Klinkergewichtes. Auf Rohmehl bezogen sind es 50–72 g/kg Rohmehl oder rund 6 % des Rohmehlgewichtes.

Die Abgasmenge (gemessen im Normenzustand) des Schwebegas-Wärmetauschers beträgt 1,4–1,5 m³/kg Klinker.

Um sowohl strömungstechnische als auch betriebliche Schwierigkeiten zu vermeiden, die aus übergroßen Rohrquerschnitten und Zykclonen resultieren, werden Zykclonewärmetauscher mit einer Produktionskapazität von etwa 2500 t/24 h aufwärts als Zwillingssystem, d. i. mit zwei Wärmetauschersträngen, die mit einem Drehrohrföhrfen zusammenarbeiten, gebaut. Jeder der beiden Zykclonestränge ist mit einem eigenen Abgasgebläse ausgestattet; bei Betriebsstörungen ermöglicht dies, den Föhrfenbetrieb mit einer Zykclonelinie fortzuführen.

20.2.4. Wärmeübertragung im Zykclonewärmetauscher

Der Hauptteil der Wärmeübertragung findet in den Gassteigrohren statt. In der sowjetischen Zementfabrik Spassky wurde an einem 4stufigen Wärmetauscher durch wärmetechnische Messungen festgestellt, daß 80 % des Wärmeaustausches in den Gassteigrohren erfolgt, während in den Zykclonen nur 20 % des gesamten Wärmeaustausches stattfindet [237].

Der Wärmeinhalt der Abgase des 4stufigen Zykclonewärmetauschers läßt sich zur Rohmaterialtrocknung nutzbringend verwerten. Bei einer Abgastemperatur von etwa 330 °C kann man das für den Wärmetauscherofen notwendige Rohmaterial bis zu einem Feuchtigkeitsgehalt von 8,5 % trocknen [232b].

Die Durchgangszeit eines Rohmaterialteilchens durch einen 4stufigen Zykclonewärmetauscher, der eine Höhe von etwa 50 m von der Rohmaterialaufgabeöffnung bis zum Einlauf in den Drehofen hat, beträgt etwa 25 Sekunden. Während dieser Zeit wird das Rohmehl von etwa 50 °C bis auf 800 °C erwärmt,

The diameters of the cyclones No II, III, and IV, are equal. Gas ducts and cyclones are lined with refractory brick and castable. Also the pipes which convey the raw mix from stage III (IV) to stage IV (V), and from here into the rotary kiln, are lined with castable refractory.

The height of the cylindrical part of the cyclones is kept low, since no great importance is attached to high degrees of separation in these stages. This decreases the pressure drop and simultaneously reduces the headroom. Only cyclone stage No I is sized for a high degree of separation; this stage always consists of two cyclones, independent of the size of the preheater.

The pressure drop of a cyclone raw mix suspension preheater is in the range of 55–60 mbar.

The dust load of the exit gases of a raw mix suspension preheater is, according to various findings, about 80–115 g/kg of clinker, thus averaging about 10 % of the clinker's weight. These figures referred to raw mix are 50–72 g/kg of raw mix or roughly 6 % of the weight of raw mix.

The exit gas volume of a raw mix suspension preheater is about 1,4–1,5 st.m³/kg of clinker.

To prevent operational as well as aerodynamical obstructions resulting from oversized gas duct cross-sections and cyclones, cyclone raw mix preheaters with a capacity of more than 2500 t/24 h are built as twin systems, i. e. with two preheater lines working in conjunction with one rotary kiln. Each of the two preheater lines is supplied with its own draft fan; should operational disturbances occur, then kiln operation can be carried on also with one preheater line.

20.2.4. Heat transfer in cyclone preheaters

The main part of the heat transfer occurs in the gas ducts. Thermo-technical studies performed on a four-stage cyclone raw mix preheater in the Soviet cement plant, Spassky, proved that 80 % of the heat transfer takes place in the gas ducts, whereas only 20 % of the total heat transfer is carried out in the cyclones [237].

The heat content of the exit gases of the four-stage raw mix preheater can be profitably utilized for raw material drying. With an exit gas temperature of 330 °C, it is possible to dry the total raw material with up to 8,5 % moisture, fed into the preheater kiln [232b].

The retention time of a raw mix particle in a four-stage cyclone preheater with a height of 50 m, i. e. from the feeding point down to the rotary kiln entrance, is approximately 25 seconds. During this period of time the raw mix is preheated from 50 °C to 800 °C whereas the ascending kiln gases are cooled

während die aufsteigenden Ofengase von 1100 °C bis auf 330 °C abgekühlt werden. Die Gas- und Materialgeschwindigkeit in den Steigrohren beträgt etwa 20–22 m/s. Der Rest der Zeit wird zur Abscheidung in den Zyklonen und zum Durchgang durch die Fallrohre benötigt. Aus der Gasmenge, die sich aus der Produktionskapazität ergibt, und aus der erforderlichen Gasgeschwindigkeit in den Steigrohren ist es möglich, jede gewünschte Wärmetauschergröße zu bestimmen.

Es ist erforderlich, daß die Dimensionierung der Gasrohrleitungen und der Zykclone nach der Gesetzmäßigkeit:

$$\frac{Q^2}{S^5} = \text{konstant}$$

erfolgt.

In der Formel bedeuten

Gasmenge
Lichter Rohrleitungs- oder Zyklondurchmesser

=

Q

=

Notation

Gas volume

Inside diameter of ducts or cyclones respectively

=

S

=

20.2.5. Gas- und Materialtemperaturen

Das in Fig. 20.6. dargestellte Diagramm enthält die Gas- und Materialtemperaturen der einzelnen Wärmetauscherstufen. Die verhältnismäßig hohe Temperatur, mit der das Rohmehl in den Drehofen gelangt, macht es möglich, die Dimensionen des Drehofenrohres wesentlich zu reduzieren und ein Verhältnis von Länge zu Durchmesser von etwa 14:1 anzuwenden.

20.2.5. Gas and material temperatures

The diagram shown in Fig. 20.6. presents gas and material temperatures of the individual preheater stages. The relatively high entrance temperature of the raw mix into the rotary kiln, allows for a considerable reduction in the dimensions of the rotary kiln and the application of an L/D-ratio of 14:1.

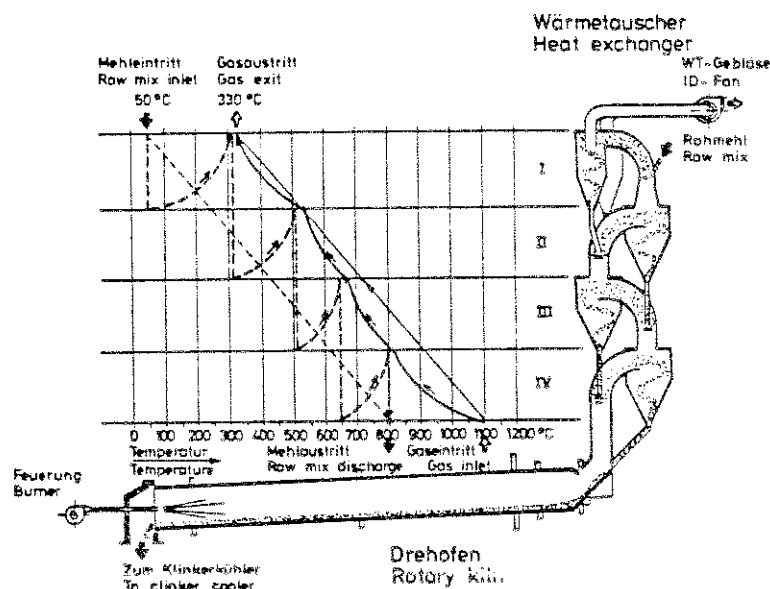


Fig. 20.6. Gas- und Materialtemperaturen der einzelnen Stufen eines Zyklonwärmetauschers

Fig. 20.6. Gas and material temperature of the individual stages of a cyclone preheater

Während Fig. 20.6. den Temperaturverlauf in den einzelnen Stufen eines Humboldt-Wärmetauschers darstellt, gibt Fig. 20.7. die Gas-, Material- und Futtertemperaturen eines einem Wärmetauscher angeschlossenen Drehofens an, der mit Planetenkühlern (F.L. Smidth-Unax-Kühler) versehen ist.

Whereas the working temperatures shown in Fig. 20.6. refer to the particular stages of a Humboldt preheater, Fig. 20.7. shows the gas, material, and lining temperatures of a rotary kiln working in conjunction with the raw mix preheater; this kiln is supplied with satellite coolers (F.L. Smidth-Unax cooler).

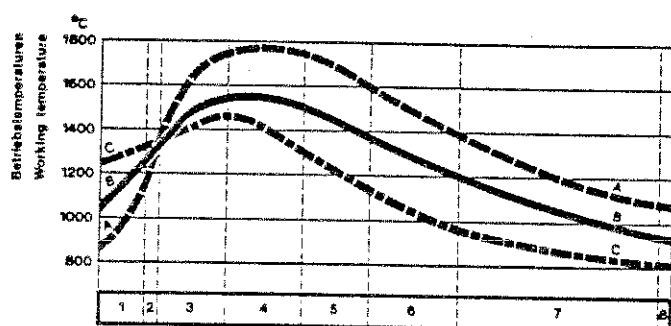


Fig. 20.7. Gas- und Materialtemperaturen in einem Wärme-tauscher-Drehofen

- A Ofengase = Kiln gases
- B Ofenfutter = Kiln refractory
- C Material = Kiln feed
- 1 Ofenauslauf = Kiln outlet
- 2 Stauring = Damming ring
- 3 Kühlzone = Cooling zone
- 4 Sinterzone = Burning zone
- 5 Übergangszone = Transition zone
- 6 Calciniierungszone II = Calcining zone II
- 7 Calciniierungszone I = Calcining zone I
- 8 Ofeneinlauf = Kiln inlet

Fig. 20.7. Gas and material temperatures of a preheater rotary kiln

20.2.6. Spezifische Ofenleistung — Entsäuerungsgrad

Ein Mittelwert für spezifische Ofenleistungen von Wärmetauscheröfen ist $1.75 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$, bezogen auf den nutzbaren Ofeninhalt. Im praktischen Ofenbetrieb werden neuerlich spezifische Ofenleistungen von $2.3 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ gemeldet. Dies wird u. a. durch Erhöhung der Ofenumfangsgeschwindigkeit auf etwa 50 cm/s erreicht [237a]. Das nutzbare Ofenvolumen wird unter Berücksichtigung des Ofenfutters berechnet.

Bei einer Rohmehleintrittstemperatur in den Drehofen von 800°C dürfte der Entsäuerungsgrad des Rohmehls etwa 20 % betragen [238]. Es ist schwierig, den Entsäuerungsgrad des Rohmehls beim Eintritt in den Drehofen zu messen, da der Staubkreislauf an dieser Stelle das wahre Bild entstellt und einen höheren Entsäuerungsgrad vortäuscht.

20.2.6. Specific kiln capacity — Degree of calcination

An average value for the specific capacity of suspension preheater kilns is $1.75 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$, referred to the effective kiln volume. Recently, practical kiln operation were reported with specific kiln capacities of $2.3 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$. This capacity was attained, among others, by increasing the circumferential speed of the rotary kiln up to roughly 50 cm/sec [237a]. The effective kiln volume is determined by the volume on the bricks.

With 800°C raw mix entrance temperature into the rotary kiln, the degree of calcination is approximately 20 % [238]. It is difficult to measure the ignition loss of the raw mix when entering the rotary kiln, since the true picture here is misrepresented by recirculation of kiln dust, which simulates a higher degree of calcination.

20.3. Sowjetische Zyklonwärmetauscher

In der USSR, wo der 4-stufige Zyklonwärmetauscher nach Entwürfen des Giprocement-Institutes gebaut wird, verwendet man für die Dimensionierung der Wärmetauscherzyklone folgende Formel [239]:

$$D = 0.536 \sqrt[4]{(V)^2 V_1 \frac{\epsilon}{\Delta p}}$$

In der Formel bedeuten:

Zyklondurchmesser, m

Die den Zyklon passierende Gasmenge, m^3/sec

Sp. Gew. des Gases bei Durchschnittstemp., kg/m^3

d. i.

Notation

D = Cyclone diameter, m

V = Gas volume passing the cyclone, m^3/sec .

V_1 = Sp. gr. of the gas at aver. temp., kg/m^3 , i. e.

20.3. Cyclone preheaters in the USSR

In the USSR where four-stage cyclone raw mix preheaters are constructed according to layouts of the Giprocement-Institute, the following formula is used for sizing the preheater cyclones [239]:

$$V_1 = V_0 \frac{273 + t}{273} + K$$

Staubkonzentration im Gas, g/m^3

Koeffizient für den Druckverlust = 110

Druckverlust im Zyklon, mm W.S.

K = Dust concentration in gas, grams/ m^3

ϵ = Coefficient for pressure drop = 110

Δp = Pressure drop in cyclone, mm W.G.

Für Zyklonwärmetauscher sowjetischer Konstruktion wird die Gasgeschwindigkeit in den Gassteigrohren mit 15–20 m/sec und der Druckverlust durch den Wärmetauscher mit 520 mm W.S. angegeben. Die Temperatur der Abgase beträgt 200–250 °C. Trotz dieser ungewöhnlich niedrigen Abgastemperatur wird der Wärmeverbrauch für Zyklonwärmetauscher sowjetischer Bauart mit 950–1000 kcal/kg Klinker angegeben, bei einem Energieverbrauch des Systems von 25 kWh/t Klinker und einem Staubgehalt der Abgase von 3 % bezogen auf das Gewicht des Klinkers.

For cyclone raw mix preheaters of Soviet design, a gas velocity in the gas ducts of 15–20 m/sec is applied; the pressure drop is reported to be 520 mm W.G. The exit gas temperature is 200–250 °C. Despite this unusual low exit gas temperature, the specific heat consumption for cyclone raw mix suspension preheaters of Soviet design is reported to be 950–1000 kcal/kg of clinker, with an energy consumption for the system of 25 kWh/t of clinker; the dust load of the exit gases is 3 %, referred to the weight of the clinker.

20.4. Spezifischer Wärmeverbrauch und Arbeitsbedarf

Das in Fig. 20.8. dargestellte Diagramm gibt den spezifischen Wärmeverbrauch von 4stufigen Zyklonwärmetauschern verschiedener Größen an. Kleine Wärmetauscher haben einen höheren spezifischen Wärmeverbrauch als größere Einheiten. Ein Humboldt-System von etwa 350 t Tagesproduktion hat einen spezifischen Wärmeverbrauch von 920 kcal/kg Klinker, während ein 3500 t/24 h Wärmetauscher einen spezifischen Wärmeverbrauch von 740 kcal/kg Klinker aufweist [240]. Dies zeigt eindeutig, daß größere Einheiten kleinere spezifische Strahlungsverluste haben; damit verbunden ist ein niedrigerer spezifischer Brennstoffverbrauch, was einen kleineren Wärmeverlust durch niedrigere Abgasmengen nach sich zieht [242].

20.4. Specific heat consumption and energy requirement

Fig. 20.8. shows the specific heat consumption for four stage cyclone raw mix preheaters of various sizes. Smaller raw mix preheaters show a higher specific heat consumption than larger units. A Humboldt-system with a capacity of about 350 t, shows a specific heat consumption of 920 kcal/kg of clinker, whereas a suspension preheater kiln with a capacity of 3500 t/24 h, consumes only 740 kcal/kg of clinker [240]. This shows, clearly that the specific heat losses by radiation of larger units are smaller; this causes a lower specific fuel consumption, which, in turn, results in smaller heat losses by lower exit gas volumes [242].

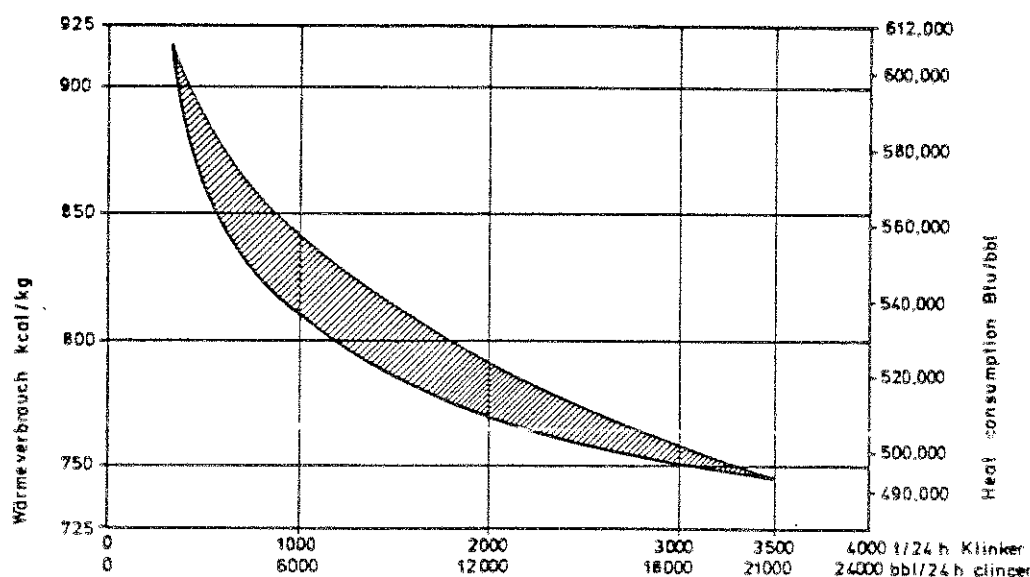


Fig. 20.8. Wärmeverbrauch in kcal/kg Klinker von 4-stufigen Zyklonwärmetauschern verschiedener Größen in Abhängigkeit von der Klinkerleistung

Fig. 20.8. Heat consumption in kcal/kg clinker of 4-stage cyclone preheaters for various sizes depending upon the throughput capacity

20. Der Schwebegaswärmetauscher

Der spezifische Arbeitsbedarf des 4-stufigen Zyklonwärmetauscherofens, gerechnet von der Rohmehlauflage in den Vorwärmer bis zur Schleppkette aus dem Klinkerkühler, mit sämtlichen Entstaubungsanlagen beträgt etwa 20–22 kWh/t Klinker.

20. The raw mix suspension preheater

The specific energy consumption of the four-stage cyclone raw mix preheater, in the section from the feeding point into the preheater, to the drag chain of the clinker cooler (including all dust precipitators), amounts to about 20–22 kWh/t of clinker.

20.5. Wärmebilanz

Die Wärmebilanz eines Humboldt-Zyklonwärmetauscherofens wird wie folgt angegeben [241]:

20.5. Heat balance

The heat balance of a Humboldt cyclone raw mix preheater kiln is reported as follows [241]:

		kcal/kg Klinker	%		kcal/kg clinker	%
1	Theor. Wärmebedarf	415	55.3	Theor. heat requirement	415	55.3
2	Staub im Abgas	3	0.4	Dust in exit gas	3	0.4
3	Wasserverdampfung	5	0.7	Evaporation of water	5	0.7
4	Abgas	150	20.0	Exit gas	150	20.0
5	Kühler-Abluft	78	10.4	Cooler exit air	78	10.4
6	Klinker nach Kühler	34	4.5	Clinker leaving cooler	34	4.5
	Strahlung und Konvektion			Radiation and convection		
7	Drehofen mit Kopf	37	5.0	Rotary kiln with hood	37	5.0
8	Wärmetauscher	25	3.3	Suspension preheater	25	3.3
9	Kühler	3	0.4	Cooler	3	0.4
		750	100.0		750	100.0

Dieselbe Wärmebilanz eingeteilt in vier prozess-typische Gruppen sieht wie folgt aus [241]:

The same heat balance divided into four process-typical groups, has the following form [241]:

Gruppe		kcal/kg Klinker		%	Group		kcal/kg clinker		%
		Einzel	Ges.				Single	Total	
1	Quasi-konstanter Wärmeposten Theor. Wärmebedarf Staub im Abgas Wasserverdampfung	415 3 5	423	56.4	1	Quasi-constant heat item Theor. heat requirement Dust in exit gas Evaporation of water	415 3 5	423	56.4
2	Verluste im Bereich Drehofen Strahlung	37	37	5.0	2	Losses around rotary kiln Radiation	37	37	5.0
3	Verluste im Bereich Wärme- tauscher Strahlung Abgas	25 150	175	23.3	3	Losses around preheater Radiation Exit gas	25 150	175	23.3
4	Verluste im Bereich Kühler Abluft Klinker Strahlung	78 34 3	115	15.3	4	Losses around cooler Exit air Clinker Radiation	78 34 3	115	15.3
			750	100.0				750	100.0

20.5.1. Theoretischer Wärmebedarf des Klinkerbrandes

Unter Wärmewirtschaft des Drehofens versteht man den Unterschied zwischen dem theoretischen Wär-

20.5.1. Theoretical heat requirement for clinker burning

The heat economy of the rotary kiln shows the difference between the theoretical heat requirement of the

Wärmeverbrauch des Klinkerbrandes und dem tatsächlichen Wärmeverbrauch im Drehofen. Unter theoretischem Wärmebedarf versteht man die Umwandlung des trockenen Rohmehls in die Reaktionsprodukte des Klinkers und die damit verbundene Reaktionsenthalpie, bezogen auf 20 °C und 1 kg Klinker oder die Umwandlung von etwa 1,55 kg Rohmehl in 1 kg Klinker.

Die Bestimmung der Bildungswärme der Zementrohstoffe und der aus ihnen entstehenden Klinkerminerale haben bereits im Jahre 1906 ihren Anfang gefunden, als man bestrebt war, den thermischen Reaktionsmechanismus des Klinkerbrandes zu bestimmen. Die von verschiedenen Forschern ermittelten Werte zeigten oft weite Streuungen, da sich im Laufe der Zeit die Ansichten der verschiedenen Forscher über den Wärmebedarf des Zementbrandes gewandelt haben [3, 15].

Schließlich wurden komplizierte und langwierige Berechnungsmethoden für den theoretischen Wärmebedarf entwickelt. H. zur Strassen kam zu der Überzeugung, daß die Durchführung des vollständigen Rechnungsganges sehr umständlich ist und entwickelte eine vereinfachte Formel, mit der man aus den analytischen Daten von Rohmehl und Klinker unmittelbar zum theoretischen Wärmebedarf gelangt [241a].

Es wurden zwei Formeln entwickelt, und zwar eine ohne Alkalieffekt und die andere mit Alkalieffekt. Alle Ausgangssubstanzen des Klinkers werden rechnerisch in die freien Oxide verwandelt, wozu der hierfür notwendige Wärmebetrag aufzuwenden ist.

Der bei der Klinkerbildung auftretende exotherme Effekt ist aus den Klinkermineralen und diese wieder nach der Bogueschen Formel aus der Klinkeranalyse zu berechnen [13]. Da für die Berechnung des Wärmeeffekts gar nicht die ausdrückliche Kenntnis der Klinkermineralien benötigt wird, sind diese aus der Rechnung eliminiert worden. Weiterhin wird gesagt, daß der exotherme Effekt der Klinkerbildung fast gar nicht von dem Gehalt an freiem Kalk im Klinker abhängt; jedes Prozent an freiem Kalk macht 0,1 kcal/kg Klinker aus. Bei den niedrigen Faktoren von Tonerde und Eisenoxid und deren niedrigen Gehalten, ist der Einfluß dieser Bestandteile ebenfalls sehr gering. Dies führt zu dem Schluß, daß der exotherme Effekt fast ausschließlich durch den Gehalt an Kieselsäure im Klinker bestimmt wird.

Die Wärmeeffekte der Tonminerale sind:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Kaolinit(e)}} &= 5.583 \cdot a_K \\ Q_{\text{Montmorillonit(e)}} &= 3.402 \cdot a_M \\ Q_{\text{Illit(e)}} &= 4.202 \cdot a_I \end{aligned} \quad \text{or}$$

oder

$$Q_{\text{Ton Clay}} = 5.583 \cdot a_K + 3.402 \cdot a_M + 4.202 \cdot a_I$$

clinker burning process, and the real heat consumption in the rotary kiln. The theoretical heat requirement is the conversion of the dry raw mix into the reaction products of the clinker and the reaction enthalpy connected with this process related to 20 °C and 1 kg clinker, or the conversion of about 1,55 kg raw mix to 1 kg clinker.

The determination of the heat of formation of the cement raw materials, and of the resulting clinker minerals started already in 1906, as the first endeavors were made to determine the thermal reactivity of the clinker burning process. The values ascertained by various scholars showed often erratic scatterings, since in the course of time the opinions of the scientists concerning the heat requirement of the cement burning process have changed [3, 15].

In the long run complicated and tedious calculating methods for the theoretical heat requirement were developed. H. zur Strassen became convinced that the accomplishment of the complete calculation procedure is very laborious, and developed a simplified formula which allows to attain directly the theoretical heat requirement from the analytical data of raw mix and clinker [241a].

Two formulas were developed, the one without alkali effect, and the other with alkali effect. All raw material components of the clinker are arithmetically converted into the free oxides, to which the required amount of heat is charged.

The exothermal effect occurring during the process of clinker formation can be calculated from the clinker minerals which again can be determined according to Bogue's formula based on the clinker analysis [13]. Since for the calculation of the heat effect the explicit knowledge of the clinker minerals is not necessary, they were eliminated from the calculation. Further, it is said that the exothermal effect of the clinker formation is almost independent on the content of free lime in the clinker; each per cent of free lime in the clinker equals 0,1 kcal/kg clinker. At the low factors of alumina and iron oxide, and their small contents, the influence of these components is also very little. From this it can be concluded that the exothermal effect is almost exclusively determined by the content of silica in the clinker.

The thermal effects of the clay minerals are:

Diese Formel bezieht sich auf den Fall, daß die Verdampfungswärme des Wassers nicht getrennt bestimmt wird. Wird der Gehalt an Hydratwasser getrennt bestimmt und daraus die Verdampfungswärme berechnet, so erhält man

$$Q_{\frac{\text{Ton}}{\text{Clay}}} = 3.631 \cdot a_K + 1.776 \cdot a_M + 2.11 \cdot a_I + 5.86 \cdot h_H,$$

wobei h_H der aus dem Rohmehl ermittelte, in g/100 g Klinker berechnete Gehalt an Kristallwasser der Tonsubstanz ist. Sind die Tonkomponenten nicht bekannt, wird man mit einem Mittelwert rechnen müssen. Dann wird das arithmetische Mittel der drei Tonerdefaktoren eingesetzt, woraus sich ergibt

$$Q_{\text{theor.}} = 4.11 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 6.48 \text{ MgO} + 7.646 \text{ CaO} - 5.116 \text{ SiO}_2 - 0.59 \text{ Fe}_2\text{O}_3.$$

Wird die gesamte aus der Tonerdesubstanz stammende Tonerde in Betracht gezogen, so erhält die zur Strassensche Formel folgenden Ausdruck (der eventuell dadurch bedingte Fehler dürfte ± 2 kcal/kg Klinker betragen):

$$Q_{\frac{\text{Klinker}}{\text{Clinker}}} = 2.22 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 5.86 h_H + 6.48 \text{ MgO} + 7.646 \text{ CaO} - 5.116 \text{ SiO}_2 - 0.59 \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

Aus der nachstehenden Klinkeranalyse läßt sich der folgende theoretische Wärmeverbrauch zum Klinkerbrennen errechnen:

Al ₂ O ₃	5.92 %	× 2.22	= +	13.1	+ 527.4
MgO	1.05 %	× 6.48	= +	6.8	
CaO	63.91 %	× 7.646	= +	488.7	
H ₂ O	3.20 %	× 5.86	= +	18.8	
SiO ₂	22.88	× 5.116	= -	117.0	
Fe ₂ O ₃	2.31	× 0.59	= -	1.4	- 118.4
<u>99.27</u>					<u>409.0 kcal/kg</u>

Die Berechnung der Alkalieffekte verlangt eine etwas längere Rechnung, kann aber leicht gemäß der zitierten Arbeit von zur Strassen ausgeführt werden. Zur Orientierung sei gesagt, daß bei einem mittelmäßigen Gehalt an Alkalien, der Wärmebedarf um etwa 2 kcal/kg Klinker gesenkt wird, so daß der oben errechnete Wärmeverbrauch 407 kcal/kg Klinker betragen dürfte.

Da der Brennstoff eine der teuersten Produktionskomponenten des Klinkers ist und man jetzt bei Angebotsverhandlungen fast um jede kcal feilscht, ist es für den Ofenhersteller notwendig, Brennversuche mit dem Rohmaterial des Kunden anzustellen, um anhand der Klinker- oder auch der Rohmehlanalyse den theoretischen Wärmeverbrauch zu errechnen. Aufgrund der theoretischen Wärmeverbrauchszahl ist der Ofenhersteller in der Lage, bei Lieferung oder Umbau von Ofenaggregaten praktische Wärmeverbrauchszahlen zu garantieren. Dies trifft natürlich auch für Abnahmeversuche zu.

This formula refers to the case in which the heat of evaporation of water is not separately determined. If the content of water of hydration is separately determined, and the heat of hydration calculated, then we will obtain

where h_H represents the water of crystallization of the clay substance in the raw mix calculated in grams/100 grams clinker. If the clay components are not known, then the average value should be used for calculation. Consequently, the arithmetic mean of the three clay factors should be inserted which results in

If the total alumina originated from the clay substance is taken into consideration then the zur Strassen formula obtains the following expression (a possible error resulting from this calculation could be in the range of ± 2 kcal/kg clinker):

From the below quoted clinker analysis, the following theoretical heat consumption for clinker burning can be calculated:

The determination of the alkali effects requires a little more calculation, but based on the quoted zur Strassen's paper, it can be easily performed. For orientation purposes it may be said that at a moderate content of alkalies the heat requirement is lowered by about 2 kcal/kg clinker, so that the above calculated heat consumption may amount to 407 kcal/kg clinker.

Since the fuel is one of the most expensive production components of the clinker, and proposal negotiations are always accompanied by bargaining almost for each single kcal, it is necessary for the kiln manufacturer to perform clinker burning tests with the customer's raw material, to be able — based on the clinker or raw material analysis — to calculate the theoretical heat requirement. Based on the theoretical heat consumption figure the kiln manufacturer is in the position to guarantee practical heat consumption figures when supplying or reconstructing kiln aggregates. Of course, this refers also to acceptance tests.

20.6. Das Wärmetauscher-Beipasssystem

20.6. The preheater bypass system

20.6.1. Alkaligehalt im Zement und in Betonzuschlagstoffen

20.6.1. Alkalies in cement and in concrete admixtures

In den Vereinigten Staaten wurde im Jahre 1935 zum erstenmal festgestellt, daß Betonzerstörungen hervorgerufen durch eine Reaktion zwischen den Alkalien des Zementes und den Zuschlagstoffen eintreten, wenn der Betonzuschlag etwa 0,25–5 % betonschädliche Anteile enthält. Als betonschädliche Zuschlagstoffe wurden in diesem Zusammenhang festgestellt: Granitgesteine, Quarz, Feldspat, Sandstein, Tonschiefer, Gesteinsgemische aus Quarz, Chalzedon und Opal, Tridymit, Christoballit, Zeolithe, vulkanische Gläser wie z. B. Obsidian [243]; ferner ein amerikanisches Gestein, das als „chert“ bzw. „chat“ (Hornstein) bezeichnet wird und das vorwiegend aus kryptokristalliner Kieselsäure besteht mit Beimengungen von Chalzedon und Opal [244, 7].

It was first learned in the United States in 1935 that destruction of concrete takes effect, caused by a reaction between the cement's alkalies and the aggregates, especially if the aggregates contain about 0,25–5 % of components harmful to the concrete. In connection with this, the following admixtures were found to be harmful to the concrete; granite rocks, quartz, feldspar, sand-stone, clay shale, rock mixtures consisting of quartz, chalcedony and opal, tridymite, cristobalite, zeolite, volcanic glass, as e.g. obsidian [243]. Furthermore an American rock called chert or chat, consisting mainly of cryptocrystalline silica with admixtures of chalcedony and opal [244, 7].

Betonschädigungen durch Expansion wurden festgestellt, wenn der Zement über 1 % Alkalien enthielt. Bei 0,45 % Alkaligehalt im Zement wurde keine Betonschädigung festgestellt.

Concrete was damaged in cases where the alkali content of the cement was more than 1 %. No damage to concrete was reported with 0,45 % alkali in the cement.

Als höchstzulässiger Alkaligehalt im Zement wurde 0,60 % festgestellt, berechnet als Na_2O . Alkaliberechnung bezogen auf Na_2O wird erreicht, indem man den K_2O -Gehalt mit 0,659 multipliziert und zum Na_2O -Gehalt hinzurechnet (Molekulargewicht von K_2O = 94 und von Na_2O = 62; $94 \times 0,659 = 62$). Dabei ist der Alkaligehalt der Zuschlagstoffe selbst nicht so gefährlich wie die leichter löslichen Alkalien des Zements.

It was found that 0,60 % is the highest admissible alkali content in cement, whereby the alkalies are expressed as their molecular equivalent of sodium oxide. Alkali calculation referred to Na_2O is arrived at, by multiplying the K_2O -content by 0,659 and adding this figure to the Na_2O -content (molecular weight of K_2O = 94, and of Na_2O = 62; $94 \times 0,659 = 62$). Furthermore, the alkali content of the aggregates themselves is not as dangerous as the more easily soluble alkalies of the cement.

20.6.2. Alkalien im Brennprozeß, Alkalikreislauf

20.6.2. Alkalies in the burning process, Alkali recirculation

In Schwebegaswärmetauscheröfen verbleiben beim Brennprozeß im Ofensystem und somit im Klinker mehr Alkalien als bei anderen Drehofenarten. Durch die Tonmineralien des Rohmehls und durch den Brennstoff kann im Brennprozeß auf den Klinker ein Alkaligehalt von 0,6–2,2 % K_2O und 0,1–0,7 % Na_2O übertragen werden [245].

In suspension preheater kilns more alkalies remain for the time of burning in the kiln system and thus in the clinker, than in other types of rotary kilns. In the course of the burning process, alkalies in the amount of 0,6–2,2 % K_2O and 0,1–0,7 % Na_2O coming from the clay minerals of the raw mix and from the fuel, are transferred into the clinker [245].

Ab etwa 800 °C können die Alkalien im Ofen teilweise verdampfen. Nachfolgend sind Schmelzpunkte verschiedener Alkaliverbindungen angegeben (siehe Tabelle 20.1.) [246].

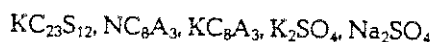
Above approximately, 800 °C the alkalies in the kiln start to volatilize. Table 20.1. contains melting points of various alkali compounds [246].

Tabelle 20.1.

Table 20.1.

Schmelzpunkte von Alkaliverbindungen Melting points of alkali compounds					
Verbindung Compound	Schmelzpunkt Melting point		Verbindung Compound	Schmelzpunkt Melting point	
	°C	°F		°C	°F
KOH	361	682	NaOH	319	606
KCl	768	1429	NaCl	801	1474
K_2CO_3	894	1641	Na_2CO_3	850	1562
K_2SO_4	1074	1965	Na_2SO_4	884	1623

Ein Teil der Alkalien, d. i. die temperaturbeständigsten, verbleiben jedoch im Klinker und treten in den folgenden Klinkermineralien auf:



Die verdampften Alkalien gelangen in kältere Ofenzonen, wo sie sich an dem kälteren Brenngut niederschlagen, was bei Wärmetauscheröfen bereits in der IV. und III. Wärmetauscherstufe erfolgt. Besonders das K_2O wird zu 81 bis 97 % im Vorwärmer kondensiert, während vom Na_2O weniger kondensiert wird. Das heißt also, daß 3–19 % der Alkalien den Wärmetauscheröfen verlassen [247]. Daraus resultiert, daß der Staub, der mit dem Abgas aus dem Wärmetauscher ausgetragen wird, nur wenig Alkalien enthält und in den Ofen zurückgeführt werden kann.

Mit dem vorgewärmten Rohmehl gelangen die kondensierten Alkalien auf dem Materialwege in Ofenzonen mit höherer Temperatur, wo sie sich wieder verflüchtigen. Dadurch entsteht der sogenannte innere Alkalikreislauf zum Unterschied vom sogenannten äußeren Alkalikreislauf, der dadurch entsteht, daß alkalihaltiger Abgasstaub mit dem Rohmehl in den Ofen zurückgeführt wird.

Durch Schaffung eines Teilgasabzuges, des sogenannten Beipasses, durch den ein Teil der Ofenabgase im untersten Teil des Gassteigrohres der Stufe IV abgezweigt und abgeführt wird, ist es möglich, den Alkalikreislauf und somit den Alkaliegehalt im Klinker zu reduzieren. Der durch den Beipass abgeführte hochalkalihalte Ofenstaub kann jedoch nicht mehr in den Ofen zurückgeführt werden; er muß entweder verworfen oder ausgelaugt werden [248].

Wegen der Investitionskosten der Beipassanlage und der negativen Auswirkung auf die Wärmewirtschaft des Ofens, zweigt man nicht mehr als 25 % des Volumens der Ofenabgase durch den Beipass ab. Eine Beipassmenge über 25 % bringt nur eine verhältnismäßig geringe Alkalireduktion. In den meisten Fällen wird man mit einem kleineren Beipassvolumen von etwa 3–10 % auskommen. Durch den Beipassbetrieb wird der Wärmeverbrauch und der elektrische Arbeitsbedarf erhöht.

Der durch den Beipassbetrieb verursachte Mehrverbrauch an Wärme beträgt rund 4–5 kcal/kg Klinker für je 1 % Beipassvolumen; der Mehrverbrauch an elektrischer Energie beträgt etwa 2 kWh/t Klinker unabhängig vom Beipassvolumen. Die Menge des Staubes, die durch den Beipass abgeführt wird, beträgt etwa 1 % der Rohmehlaufgabe in den Vorwärmer für je 10 % Beipassvolumen.

Die Temperatur der Beipassgase am Beipassventil beträgt rund 1100 °C. Das chemische Verhalten der Alkalien macht es erforderlich, die Beipassgase mit kalter Luft bis auf etwa 475 °C abzukühlen. Erst von dieser Temperatur ab bis hinunter auf 285 °C, d. i. der zulässigen Eintrittstemperatur in ein Glasgewebe-Staubfilter, kann mit Wasserbedüsung gekühlt werden.

However, part of alkalies, i.e. the most temperature resistant, remain in the clinker and appear in the following clinker minerals:

The volatilized alkalies arrive in colder kiln zones where they condense on the colder kiln feed, which in preheater kilns takes place already in the IV. and III. preheater stage. The K_2O especially condenses in the preheater at a rate of 81–97 %, whereas the Na_2O condenses at a lower rate. This means that 3–19 % of the alkalies leave the preheater kiln [247]. Consequently, the dust carried out from the kiln by the exit gases has an appropriately low alkali content, and can be returned into the kiln.

The condensed alkalies arrive with the preheated raw mix along the material path in kiln zones with higher temperature, where they again volatilize. This causes the so-called internal alkali circuit or cycle, in contrast to the so-called external alkali circuit, which is produced by returning alkali laden exit gas dust together with the raw mix into the kiln.

When diverting part of the gases through the so-called bypass-valve, i.e. by sidetracking part of the gases in the lowest part of the stage IV gas duct, it is possible to lower the alkali circuit and thus to reduce the alkali content in the clinker. However, the alkali laden kiln dust turned aside through the bypass, cannot be returned into the kiln and must be either discarded or leached [248].

Because of the investment cost of the bypass arrangement and the negative influence of the bypass on the kiln's heat economy, not more than 25 % of the kiln exit gas volume is diverted through the bypass-valve. More than 25 % bypass volume yields only a relatively low alkali reduction. In most cases a smaller bypass volume of about 3–10 % will be sufficient. However, bypass operation increases heat consumption as well as power requirement.

The increase in heat consumption caused by the bypass operation amounts to 4–5 kcal/kg of clinker, per 1 % bypass volume. The additional energy consumption is about 2 kWh/t of clinker, independent of the bypass volume. The kiln dust turned aside by the bypass-valve amounts to approximately 1 % referred to the weight of the raw mix, per 10 % bypass volume.

The temperature of the bypass gases at the bypass-valve is about 1100 °C. The chemical behavior of the alkalies requires the use of cold air for cooling the bypass gases down to about 475 °C. Cooling can be performed by water spray from this temperature down to 285 °C, which is the admissible entrance temperature into a glass fabric dust collector.

Ritzmann [252a] hat sowohl experimentell als auch durch praktische Messungen an bestehenden Betriebsanlagen der beiden Ofensysteme, und zwar an 10 Lepol-Ofen und an 16 Dopol-Wärmetauscher-Ofen die Menge der Alkali und SO_2 -Kreisläufe festgelegt. Ebenso wurden die Adsorptionsgrade sowie die Flüchtigkeit der Rohmehl- und Kreislaufverbindungen (Na_2O , K_2O , SO_3 und Cl) experimentell und rechnerisch ermittelt. Aufgrund der gesammelten Daten stellte der genannte Autor Berechnungsformeln auf, mit denen es möglich ist, außer der Berechnung der Alkali- und Chlorkreisläufe auch den Schwefelkreislauf zu ermitteln sowie den SO_3 -Gehalt im Klinker und den SO_2 -Gehalt in Rohgas und Staub und schließlich den Einfluß der obigen Faktoren auf die Betriebssicherheit des Vorwärmers zu untersuchen.

Ritzmann [252a] determined the amount of alkali and SO_2 -circulation by experiment and by practical measurements on existing plants of the two kiln systems, namely on 10 Lepol kilns and on 16 Dopol preheater kilns. The degree of adsorption and the rate of volatility of the raw mix and the circulating compounds (Na_2O , K_2O , SO_3 and Cl) were also determined, applying experimental and numerical methods. Based on these figures, the named author developed formulas to calculate the alkali and chlorine circulation. In addition, it is possible to determine the sulfur cycle, the SO_3 -content of the clinker, and the SO_2 -content of the raw gas and dust, along with their effects upon the operational reliability of the preheater.

20.6.3. Flüchtigkeit der Alkalien

In zahlreichen Versuchen wurde gefunden, daß:

- Die Erhöhung der Temperatur der Sinterzone sowie die Verlängerung der Haltezeit in der Sinterzone die Flüchtigkeit der Alkalien erhöht.
- In der Reihenfolge der Alkaliträger im Rohmehl, Illit, Glimmer, Orthoklas, die Flüchtigkeit der Rohmehlalkalien abnimmt.
- Steigender SO_3 -Gehalt im Rohmehl und SO_2 -Gehalt in den Abgasen die Flüchtigkeit der Rohmehlalkalien sowie der Kreislaufalkalien vermindert [249].

Cl sowohl im Rohmehl als auch in den Ofengasen sowie Wasserdampf in den Ofengasen erhöhen die Flüchtigkeit der Alkalien. Vor allem erhöht das Cl die Flüchtigkeit der Kreislaufalkalien. Für diesen Zweck wird Cl in Form von Calciumchlorid auf verschiedene Weise zugesetzt, und zwar:

1. Zum Rohmaterial in die Rohmühle
2. Zum Rohmehl vor Aufgabe in den Ofen
3. Einspritzen von 30 %-iger CaCl_2 -Lösung unterhalb des Brennerrohres in den Drehofen
4. Einblasen von CaCl_2 -Staub zur Sekundärluft.

Calciumchlorid als Zusatz zum Rohmehl zwecks Reduzierung der Alkalien wurde in Amerika zum erstenmal im Jahre 1937 von Dr. L. T. Brownmiller in einer Zementfabrik in Birmingham, Alabama, U.S.A., verwendet [250].

20.6.4. Berechnung der Alkali-Kreislaufmenge

Die Berechnung der Kreislaufmenge der Alkalien erfolgt nach Weber [247] unter der Voraussetzung, daß der Alkaligehalt eines Rohmehls = 1 und der Brennstoffalkaligehalt = 0 gesetzt wird.

Die Formel für die Kreislaufmenge K ist:

$$K - 1 = \frac{E_1 (1 - V)}{1 - E_2 (1 - V)}$$

20.6.3. Volatility of alkalies

In numerous experiments it was found that:

- The volatility of alkalies increases with an increase in the burning zone temperature, and with the extension of the retention time in the burning zone.
- In the sequence of the alkali carriers in the raw mix, i.e. illite, mica, orthoclase, the volatility of the raw mix alkalies decreases.
- Increasing SO_3 -content in the raw mix and SO_2 -content in the exit gases causes a decrease of the volatility of the raw mix alkalies as well as of the circulating alkalies [249].

Cl contained in the raw mix as well as in the kiln gases, and water vapor in the kiln gases, increase the volatility of the alkalies. Above all it is the Cl which increases the volatility of the circulating alkalies. For this purpose Cl is added in the form of calcium chloride in various ways:

1. To the raw mix in the raw grinding mill
2. To the raw mix before feeding the kiln
3. Injecting of 30 % CaCl_2 -solution underneath the burner pipe into the rotary kiln
4. Injecting of CaCl_2 -dust to the secondary air.

Addition of calcium chloride to the raw mix for the purpose of alkali reduction was practiced in America for the first time in 1937 by Dr. L. T. Brownmiller; this was accomplished in a cement plant in Birmingham, Alabama [250].

20.6.4. Alkali bypass calculation

According to Weber [247], the alkali bypass calculation is performed under the following assumption: Alkali content in raw mix = 1, and alkali content in fuel = 0.

The formula for the alkali circulation K is:

Die Formel für die Alkalireduktion ist:

The formula for alkali reduction is:

$$\Delta A = \left(K - 1 \right) \left(\frac{V}{1 - V} \right)$$

In den Formeln bedeuten:

Alkalimenge im Kreislauf
Flüchtigkeit der Rohmehlalkalien
Flüchtigkeit der Kreislaufalkalien
Alkaliventil = Beipafmenge plus im
Vorwärmer nicht kondensierte Alkalien
Alkalireduktion im Klinker

Notation:

= $K - 1$ = Circulating alkali content
= ϵ_1 = Volatility of raw mix alkalies
= ϵ_2 = Volatility of circulating alkalies
= V = Alkali-valve = Bypass volume plus
alkalies not condensed in preheater
= ΔA = Alkali reduction in clinker

Jede Alkalikomponente (K, Na) wird mit den zugehörigen Flüchtigkeitswerten bzw. Flüchtigkeitsfaktoren für ϵ_1 und ϵ_2 gesondert berechnet. Dieselben Formeln können für die Berechnung von Nicht-Alkali-Stoffen wie Schwefel und Chloridgehalte verwendet werden.

Each alkali component (K, Na) is separately calculated with the relative volatility rates or volatility factors ϵ_1 and ϵ_2 respectively. The same formulae can be used for the calculation of non-alkali substances as sulfur and chloride components.

Der Wert für die Flüchtigkeit der Rohmehlalkalien ϵ_1 kann analytisch bestimmt werden. Dagegen ist die Flüchtigkeit der Kreislaufalkalien ϵ_2 kaum bestimmbar. Für alle Fälle jedoch ist ϵ_2 gleich oder größer als ϵ_1 , da sich dieser Wert auf Komponenten bezieht, die bereits verflüchtigt waren.

The volatility rate of the alkalies ϵ_1 can be determined analytically. The volatility of the circulating alkalies ϵ_2 on the other hand, is hardly determinable. However, in any case ϵ_2 is equal or larger than ϵ_1 since this value refers to components which already were volatilized.

Typische Werte für Flüchtigkeitsfaktoren sind (siehe Tabelle 20.2.)

Typical volatilization factors are (see table 20.2.)

Tabelle 20.2.

Table 20.2.

Flüchtigkeitsfaktoren Volatilization-factors			
	ϵ_1		ϵ_2
	Ohne Cl-Zusatz Without addition of Cl	Mit Cl-Zusatz With addition of Cl	
K ₂ O	0.4–0.6	0.6–0.8	0.9
Na ₂ O	0.35–0.5	0.5–0.6	0.8
SO ₃	0.9	0.9	0.9
Cl ₂	—	1.0	1.0

Beispiel:

Example:

Alkalireduktion; Berechnung von K₂O-Reduktion für angenommene Werte von $\epsilon_1 = 0.60$, $\epsilon_2 = 0.90$.

Alkali reduction; calculation of K₂O-reduction for assumed values of $\epsilon_1 = 0.60$, $\epsilon_2 = 0.90$.

% Beipaf % Bypass	$K - 1$	ΔA
2	$\frac{0.60(0.98)}{1 - 0.90(0.98)} = 4.98$	$4.98 \frac{0.02}{0.98} = 9.9\%$
5	$\frac{0.60(0.95)}{1 - 0.90(0.95)} = 3.93$	$3.93 \frac{0.05}{(0.95)} = 20.4\%$
10	$\frac{0.60(0.90)}{1 - 0.90(0.90)} = 2.84$	$2.84 \frac{0.10}{0.90} = 31.5\%$
15	$\frac{0.60(0.85)}{1 - 0.90(0.85)} = 2.17$	$2.17 \frac{0.15}{0.85} = 38.1\%$
20	$\frac{0.60(0.80)}{1 - 0.90(0.80)} = 1.71$	$1.71 \frac{0.20}{0.80} = 42.7\%$
25	$\frac{0.60(0.75)}{1 - 0.90(0.75)} = 1.38$	$1.38 \frac{0.25}{0.75} = 45.9\%$

Berechnung von Na_2O -Reduktion für angenommene
Werte von $\epsilon_1 = 0.50$, $\epsilon_2 = 0.80$

Calculation of Na_2O reduction for assumed values of
 $\epsilon_1 = 0.50$, $\epsilon_2 = 0.80$.

% Beipass % Bypass	K - 1	ΔA
2	$\frac{0.50(0.98)}{1 - 0.80(0.98)} = 2.27$	$2.27 \frac{0.02}{0.98} = 4.5 \%$
5	$\frac{0.50(0.95)}{1 - 0.80(0.95)} = 1.98$	$1.98 \frac{0.05}{0.95} = 10.2 \%$
10	$\frac{0.50(0.90)}{1 - 0.80(0.90)} = 1.60$	$1.60 \frac{0.10}{0.90} = 17.7 \%$
15	$\frac{0.50(0.85)}{1 - 0.80(0.85)} = 1.33$	$1.33 \frac{0.15}{0.85} = 23.4 \%$
20	$\frac{0.50(0.80)}{1 - 0.80(0.80)} = 1.11$	$1.11 \frac{0.20}{0.80} = 27.7 \%$
25	$\frac{0.50(0.75)}{1 - 0.80(0.75)} = 0.94$	$0.94 \frac{0.25}{0.75} = 31.3 \%$

Unter der Annahme, daß ein Klinker ohne Beipass einen Alkaligehalt von $\text{K}_2\text{O} = 1.25 \%$ und $\text{Na}_2\text{O} = 0.32 \%$ hat, wird man mit Beipassbetrieb folgende Alkaligehalte im Klinker erreichen:

Under the assumption that without bypass operation the alkali content of a certain clinker is $\text{K}_2\text{O} = 1.25 \%$, and $\text{Na}_2\text{O} = 0.32 \%$, the same clinker with bypass operation will show the following contents of alkalies:

% Beipass % Bypass	% K_2O	% Na_2O
0	1.25	0.32
2	$1.25 - (1.25 \times 0.099) = 1.13$	$0.32 - (0.32 \times 0.045) = 0.31$
5	$1.25 - (1.25 \times 0.204) = 1.00$	$0.32 - (0.32 \times 0.102) = 0.29$
10	$1.25 - (1.25 \times 0.315) = 0.86$	$0.32 - (0.32 \times 0.177) = 0.26$
15	$1.25 - (1.25 \times 0.381) = 0.78$	$0.32 - (0.32 \times 0.234) = 0.24$
20	$1.25 - (1.25 \times 0.427) = 0.72$	$0.32 - (0.32 \times 0.277) = 0.23$
25	$1.25 - (1.25 \times 0.459) = 0.68$	$0.32 - (0.32 \times 0.313) = 0.22$

Mit 25 % Beipass wird ein Alkaligehalt von $0.68 \times 0.659 = 0.45$ für K_2O erreicht. Wird der Na_2O -Gehalt von 0.22 % hinzugezählt, so ergibt sich ein Gesamt-Alkaligehalt von 0.67 %; dies überschreitet um 0.07 % die Anforderungen, die an einen amerikanischen low-Alkalizement gestellt werden. Man wird daher Cl in Form von CaCl_2 zum Rohmehl hinzufügen, um eine größere Flüchtigkeit der Rohmehlalkalien und somit einen höheren Wert für ϵ_1 von etwa 0.70 bis 0.75 zu erreichen (siehe Tabelle 20.2.). Die Bestimmung der Menge des CaCl_2 -Zusatzes erfolgt im Laboratorium. Ein Zusatz von etwa 0.25 % Cl, auf Rohmehl bezogen, erhöht die Alkaliflüchtigkeit und erniedrigt den Alkaligehalt im Klinker um etwa 0.2 %. Auch eine Erhöhung der Sinterzonentemperatur resultiert in einen höheren ϵ_1 -Wert. Durch Extrapolation der einschlägigen Daten [252] findet man, daß eine Erhöhung der Sinterzonentemperatur von 1450 °C auf 1500 °C, die ϵ_1 - und ϵ_2 -Werte um etwa 26 % erhöht.

Applying 25 % bypass volume, an alkali content of $0.68 \times 0.659 = 0.45$ for K_2O can be attained. Adding the Na_2O -content of 0.22 %, a total alkali content of 0.67 % results; this is 0.07 % above the limit required for an American low-alkali cement. Therefore, it will be advisable to add to the raw mix Cl in the form of CaCl_2 to attain a higher volatility of the raw mix alkalies and thus a higher rate for ϵ_1 of about 0.70 to 0.75 (see table 20.2.). The amount of CaCl_2 addition is determined by the laboratory. An addition of about 0.25 % Cl, referred to raw mix, increases the alkali volatility and reduces the alkali content in the clinker by about 0.2 %. An increase in the temperature of the burning zone also results in a higher value for ϵ_1 . By extrapolation of the relevant data [252], it can be found that an increase in the temperature of the burning zone from 1450 to 1500 °C, results in a raise of the ϵ_1 and ϵ_2 values by about 26 %.

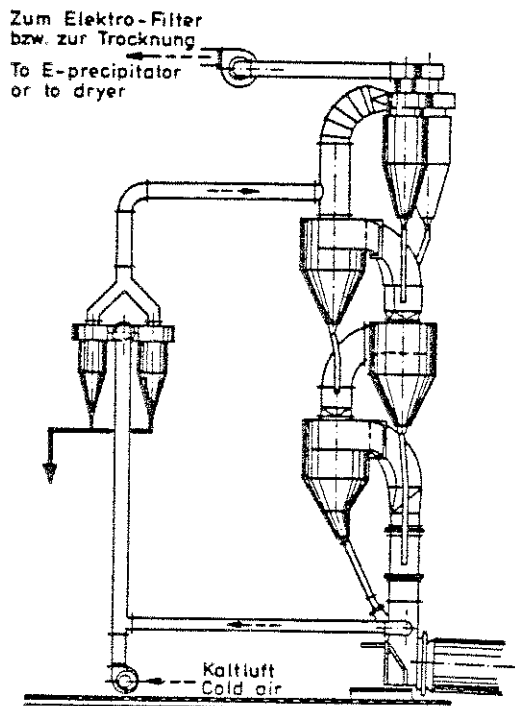


Fig. 20.9. Wärmetauscher-Beipß-Anlage mit Alkalistaub-Abzweigung und Rückführung des Abzweigergases in den Haupt-Abgasstrom

Fig. 20.9. Preheater bypass-system with diverting of the alkali dust and with feed-back line for the diverted gas into the main exit gas duct

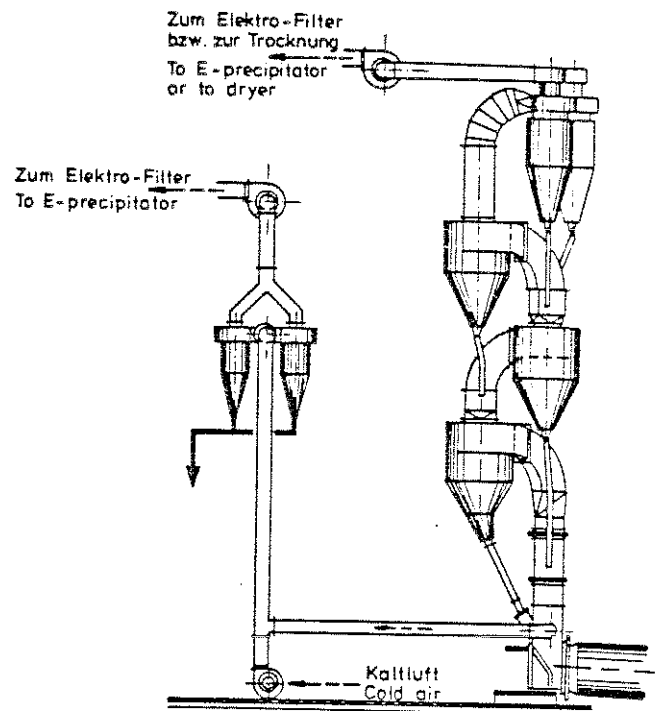


Fig. 20.10. Wärmetauscher-Beipß-Anlage mit Zyklon-Vorentstaubung und gesondertem E-Filter für das Beipßgas

Fig. 20.10. Preheater bypass-system with cyclones for preliminary dust collection and separate E-precipitator for the bypass gas

20.6.5. Ausführungsarten von Beipßanlagen

Die nachfolgenden Abbildungen zeigen verschiedene Ausführungsformen von Zyklonwärmetauscher-Beipßanlagen.

Fig. 20.9. stellt eine Wärmetauscher-Beipß-Anlage dar, bei welcher der alkalihaltige Staub des Beipßgases in Zyklonen abgeschieden und das entstaubte Gas mit dem Hauptgasstrom vereint wird. Der hochalkalihalige Beipßstaub wird meistens verworfen oder ausgelaugt.

Fig. 20.10. stellt eine andere Ausführungsart der Wärmetauscher-Beipß-Anlage dar; hier wird das Beipßgas in Zyklonen vorentstaubt und zu einem gesonderten E-Filter zur Nachentstaubung geleitet. In diesem Falle eignet sich der Hauptgasstrom besser für die Trocknung von Rohmaterial als in der in Fig. 20.9. dargestellten Anlage.

Fig. 20.11. stellt eine dritte Ausführungsform einer Beipß-Anlage dar; hier wird das Beipßgas direkt in eine gesonderte Entstaubungsanlage geleitet.

Die Wahl der geeigneten Ausführungsform einer Beipß-Anlage hängt vom Chemismus des Rohmaterials sowie von der Menge des Beipßgases ab.

20.6.5. Design models of bypass arrangements

The following illustrations show various design models of bypass arrangements for cyclone raw mix suspension preheaters.

Fig. 20.9. presents a preheater bypass arrangement where the alkali laden dust of the bypass gas is separated in cyclones; the cleaned gas is then reunited with the main gas stream. The alkali laden bypass-dust is usually either discarded or leached.

Fig. 20.10. presents another design type of a preheater bypass arrangement; here the bypass gas is first pre-cleaned in cyclones and is then led into a separate E-precipitator for final precipitation. In this case, the main gas stream is more suitable for raw material drying than in the arrangement shown in Fig. 20.9.

Fig. 20.11. presents a third design type of a bypass arrangement; here the bypass gas is led directly into a separate dust collector.

The choice of the most suitable design type of a bypass arrangement depends on the chemistry of the raw material as well as on the volume of the bypass gas.

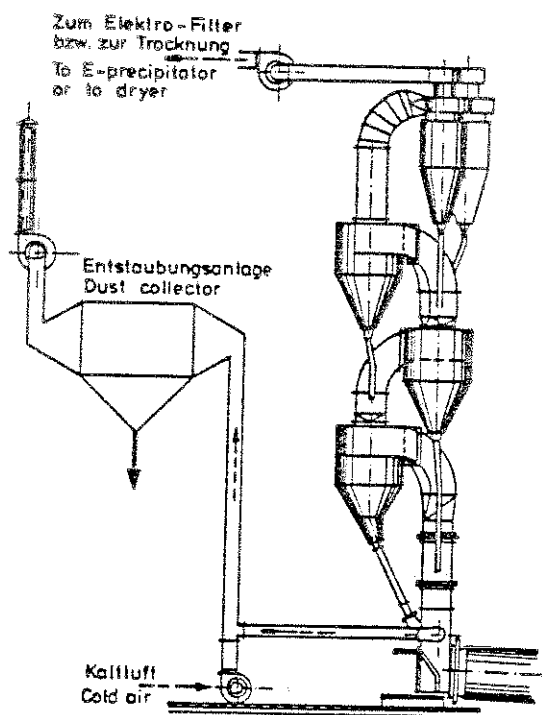


Fig. 20.11.a. zeigt die schematische Anordnung eines Beipaf-Systems. Durch Anwendung der verstellbaren Abiaßöffnung kann die Beipaf-Menge in weiten Grenzen geändert werden [259n].

An dieser Stelle sei erwähnt, daß vorgeschlagen wurde, die Alkalien der Drehofengase an kalten Oberflächen zu kondensieren, was durch Versuche an bestehenden Wärmetauscheröfen bestätigt wurde. Auf diese Weise ist es möglich, die Alkalien aus den Abgasen selektiv zu extrahieren [253]. Die vorgeschlagene Methode wurde jedoch bis jetzt noch nicht im praktischen Betrieb angewendet.

20.7. Zwei- und fünfstufige Zyklonwärmetauscher

Zyklonwärmetauscher werden vorwiegend als vierstufige Einheiten gebaut. Bei Modernisierungen, Umbau von älteren Anlagen sowie bei Umstellung von Naß- auf Trockenverfahren werden zwecks Verbesserung der Wärmewirtschaft und Erhöhung des Durchsatzes oft zweistufige Zyklonwärmetauscher an bestehende Drehöfen angebaut. Wegen der Länge der Drehrohre und der zwei Zyklonstufen unterscheiden sich die Temperaturverhältnisse vom konventionellen vierstufigen Zyklonwärmetauscher.

Fig. 20.12. enthält Temperaturkurven eines zweistufigen Wärmetauscherofens. Der ursprüngliche Naßdrehofen wurde unter Hinzufügung von zwei Zyklonwärmetauscherstufen auf Trockenverfahren umgestellt. Hierbei konnte die Leistung des ursprünglichen Naßdrehofens von 380 t/24 h bis auf 600 t/24 h, d. i. um 58 % erhöht werden.

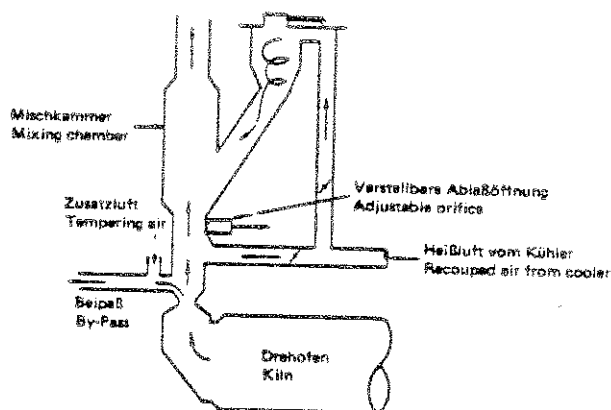


Fig. 20.11.a. Schematische Anordnung eines Beipaf-Systems für chemische Schadstoffe

Fig. 20.11.a. Schematic arrangement of a bypass system for noxious substances

Fig. 20.11. Wärmetauscher-Beipaf-Anlage mit direkter Entstaubung des Beipafgases in einem gesonderten Staubfilter

Fig. 20.11. Preheater bypass-system where the dust of the bypass gas is directly precipitated in a separate dust collector

Fig. 20.11.a. shows the schematic arrangement of a bypass-system. Applying the adjustable orifice, the bypass rate can be changed in a wide range [259n].

Here it should be mentioned that a suggestion was made to condense the rotary kiln alkalies on cold surfaces; this was confirmed by experiments with existing preheater kilns. In this way it is possible to selectively extract alkalies from the kiln exit gases [253]. However, up to the present time the proposed method did not find practical application.

20.7. Two and five stage cyclone preheaters

Cyclone preheaters are predominantly built as four-stage units. When modernizing or reconstructing older cement plants, or when converting from wet to dry production process, two-stage cyclone preheaters are often added to existing rotary kilns to improve heat economy as well as kiln capacity. Because of the length of the rotary kilns, and the two stages of cyclones, the temperature conditions differ from that of a conventional four stage cyclone preheater.

Fig. 20.12. shows temperature curves of a two-stage suspension preheater kiln. The original wet process rotary kiln was converted to a dry process kiln by adding two cyclone preheater stages. This change increased the original wet process kiln capacity from 380 t/24 h up to 600 t/24 h, i. e. by 58 %.

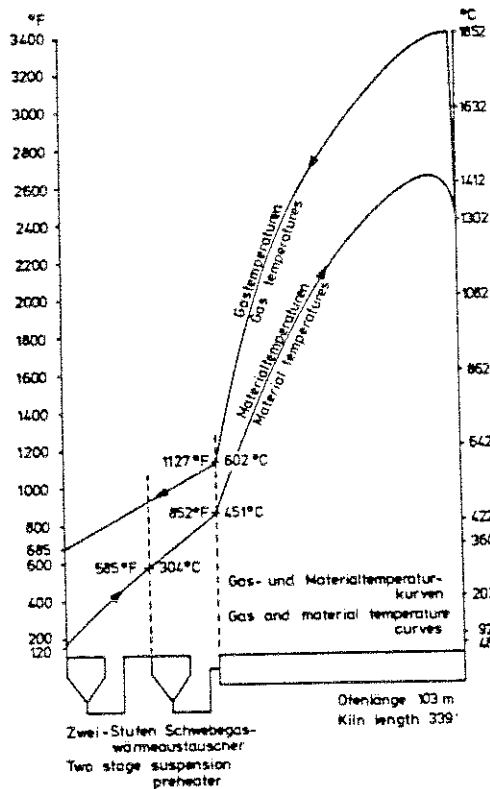


Fig. 20.12. Gas- und Materialtemperaturen einer zweistufigen Zyklonwärmetauscher-Ofenanlage

Fig. 20.12. Gas and material temperatures of a two-stage cyclone preheater kiln system

Ein fünfstufiger Wärmetauscher wurde von der Firma Humboldt erstmals in den Jahren 1965/66 in einem deutschen Zementwerk gebaut [254]. Hier handelt es sich um spezielle Rohstoffverhältnisse, wobei eine Rohmehlkomponente (Ölschiefer als Tonkomponente) gesondert in den Wärmetauscher eingeführt und nach Verbrennung des Ölgehaltes in der Vorverbrennungskammer mit der Kalksteinkomponente vermischt wird. Für den Verbrennungsvorgang wird warme Frischluft, die dem Klinkerkühler entnommen wird, der Vorverbrennungskammer zugeleitet. Wegen des Brennstoffgehaltes der Rohmehlkomponente konnte das Drehofenrohr um 8 m kürzer ausgeführt werden, also 4 × 56 m anstatt 4 × 64 m. Der fünfstufige Zyklonwärmetauscher ist in Fig. 20.13. dargestellt.

20.8. Verschiedene Wärmetauscher-Systeme

20.8.1. Dopol-Wärmetauscher der Firma Krupp Polysius AG

Das Polysius Dopol-Verfahren ist ein Schwebegaswärmetauscher-Verfahren, bei welchem zur Erwärmung des Rohmehles der von der Firma Krupp Polysius entwickelte Doppelstrom-Schwebegaswärmetauscher dient. Die Bezeichnung Dopol ist durch Zusammenlegung der Anfangssilben der Worte Doppel-

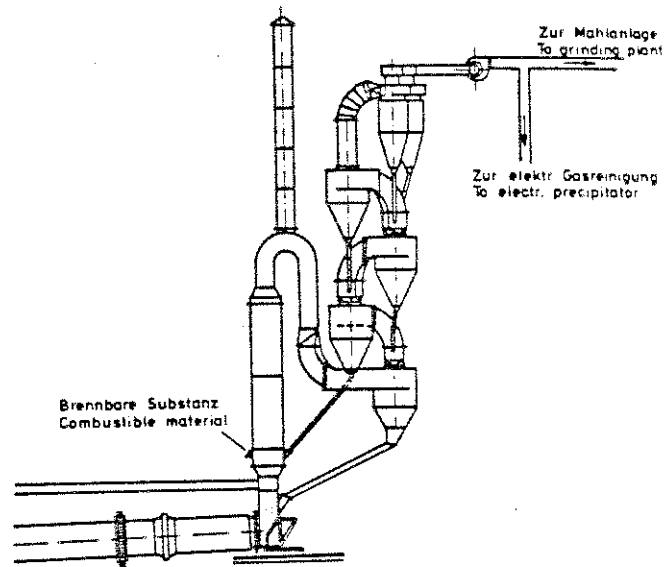


Fig. 20.13. Schema eines fünfstufigen Humboldt-Zyklonwärmetauschers

Fig. 20.13. Schematic of a five stage Humboldt cyclone suspension heat exchanger

Up to the present time there exists only one unit of a five stage suspension preheater which was erected by the Humboldt Company in 1965/66 in a German cement plant [254]. Here, there is the problem of specific raw material conditions, which require separate feeding of one raw mix component (oil shale as argillaceous component), into the suspension preheater; after combustion of the oil content, the remainder of the shale gets mixed with the limestone component. To support the combustion, hot air drawn from the clinker cooler is introduced into the precombustion chamber. Because of the content of combustibles in the raw mix, it was possible to shorten the rotary kiln by 8 m, i.e. to kiln dimensions of 4 × 56 m, instead of 4 × 64 m. Fig. 20.13. shows the schematic of a five-stage cyclone suspension preheater.

20.8. Various preheater systems

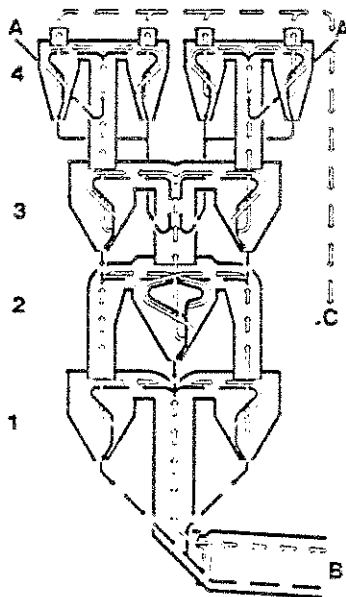
20.8.1. Dopol-preheater of the Krupp Polysius Co.

The Polysius Dopol-Process is a suspension preheater process for preheating of cement raw mix in a dual current suspension preheater, which was developed by the Polysius Company. The designation Dopol is formed by combining the initial syllables of the words Doppelstrom (dual current) and Polysius. The first and

strom und Polysius gebildet. Beim Doppelwärmetauscher besteht die erste und dritte Stufe (von unten gerechnet) aus parallel angeordneten Doppelzyklonen. Die zweite Stufe, der sogenannte Wirbelschacht besteht aus einem Zyklon. Die vierte Stufe hat je nach Klinkerleistung ein, zwei oder vier Zyklone. Die Aufteilung des Gasstromes in zwei Stränge erlaubt für dieselbe Gasmenge kleinere Zyklone mit besserem Abscheidegrad. Der Entwicklung eines Systems mit Doppelzyklonen lag neben der besseren Abscheidewirkung der Gedanke zugrunde, ohne konstruktive Änderung des Systems und ohne Parallelschaltung mehrerer Vorwärmerstränge dem Wunsch nach sehr großen Ofenleistungen nachzukommen. Um eine unregelmäßige Vorwärmung in den Doppelzyklonen zu vermeiden, werden die beiden Rohmehlströme im Wirbelschacht (Stufe 2) zusammengeführt und miteinander verwirbelt. Doppelwärmetauscheröfen sind bereits mit Leistungen bis zu 7,200 t/24 h gebaut worden.

Krupp Polysius liefert für Klinkerleistungen kleiner 2000 t/24 h außer dem Doppel-Strom-Vorwärmer auch einsträngige Zyklonvorwärmer.

In Fig. 20.14. ist ein Doppelwärmetauscher schematisch dargestellt.



third stages (counted from the bottom to the top) consist of parallel arranged double cyclones. The second stage, the so-called turbulence shaft, consists of one cyclone. Depending on the capacity, the fourth stage is supplied with one, two, or four cyclones. Splitting the gas stream into two lines, allows the application of smaller cyclones for the same gas volume with a higher degree of separation. When developing the double cyclone system, the main goal was to achieve very large kiln capacities without fundamental changes in the design of the system, and without the application of several preheater lines working in parallel; at the same time a better separating effect was hoped for. To prevent an irregular preheating in the double cyclone lines, the two raw mix streams are led into the common turbulence shaft (second stage) for an intensive mixing. Doppel preheater kilns were supplied up to the present time with capacities up to 7,200 t/24 h.

For clinker capacities below 2000 t/24 h, Krupp Polysius manufactures, besides the dual current suspension preheater, also one line cyclone preheaters.

Fig. 20.14. shows the diagram of a Doppel-preheater.

- A Rohmehlaufgabe = Raw mix feed
- B Drehofen = Rotary kiln
- C Abgasleitung = Duct for exit gas
- 1 Stufe 1: 2 Zykclone = Stage 1: 2 cyclones
- 2 Stufe 2: Gegenstrom-Wirbelkammer = Stage 2: counter-current vortex chamber
- 3 Stufe 3: 2 Zykclone = Stage 3: 2 cyclones
- 4 Stufe 4: 4 Zykclone = Stage 4: 4 cyclones

Fig. 20.14. Schematische Darstellung des Krupp Polysius Doppel-Wärmetauschers

Fig. 20.14. Scheme of the Krupp Polysius Doppel-preheater

Im folgenden ist die Wärmebilanz eines Doppelwärmetauscheröfens (Leistung 4000 t/24 h) wiedergegeben [255].

The following tabulation shows a heat balance of a Doppel-preheater kiln with a capacity of 4000 t/24 h [255].

		kcal/kg Klinker	%		kcal/kg clinker	%
1	Theor. Wärmebedarf	415	56.8	Theor. heat requirement	415	56.8
2	Klinker nach Kühler	10	1.4	Clinker leaving cooler	10	1.4
3	Kühler-Abluft	83	11.3	Cooler exit air	83	11.3
4	Wasserverdampfung	3	0.4	Water evaporation	3	0.4
5	Abgas	150	20.5	Exit gas	150	20.5
6	Strahlungsverluste, etc.	70	9.6	Radiation losses, etc.	70	9.6
	Summe	731	100.0	Total	731	100.0

Der Arbeitsbedarf des 4stufigen Dopolwärmetauscherofens von der Rohmehlaufgabe in den Wärmetauscher bis zum Klinkerkühler-Auslauf gerechnet, wird mit 13 kWh/t Klinker angegeben bei einer Abgasmenge von 1,3 Nm³/kg Klinker und einer Abgastemperatur aus dem Wärmetauscher von 310 °C.

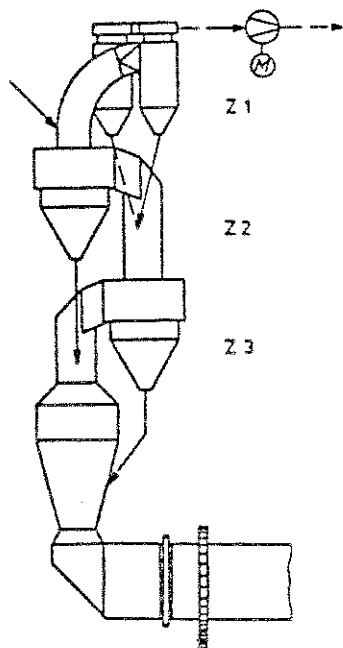
20.8.2 Die O+K-Rohmehlwärmetauscher

Neben den konventionellen 4 bis 5stufigen Rohmehlwärmetauschern bietet O+K eine verbesserte Variante des Wärmetauschers. System Miag, an. O+K ist die Abkürzung für Orenstein u. Koppel AG, Ennigerloh, BRD.

Der O+K Wärmetauscher (System Miag) besteht aus drei bzw. vier im Gleichstrom arbeitenden Zyklonstufen und aus einem konischen Wirbelschacht als letzte Stufe, in der der Wärmeaustausch im Gegenstrom erfolgt.

Bis zu einer Leistung von 1500 t/d wird dieser Wärmetauscher als Einstrang, für größere Leistungen als Zweistrangsystem ausgebildet.

Der diesem System zugrundeliegende verfahrenstechnische Ablauf ist aus der schematischen Darstellung zu erkennen (siehe Fig. 20.15).



Das Rohmehl wird in Gasflußrichtung vor der oberen Zyklonstufe (Z 1) dem Wärmetauscher aufgegeben und durchläuft die nachfolgenden Zyklonstufen in Richtung des nachgeschalteten Drehofens. Auf diesem Weg wird es mit in Richtung Drehofen immer heißer werdendem Abgas intensiv in Berührung gebracht und ist nach der untersten Stufe bis auf etwa 800 °C vorgewärmt.

Das in der Stufe Z 3 abgeschiedene Rohmehl gelangt in den Wärmetauscher- oder Wirbelschacht. Ein Teil des dem Wärmetauscher zufließenden bzw. des im

The power requirement of a four-stage Dopol-preheater kiln, from the raw mix feeder into the preheater to the clinker cooler discharge chute, is quoted to be 13 kWh/t of clinker, with an exit gas volume of 1,3 st^m³/kg of clinker and at an exit gas temperature from the preheater of 310 °C.

20.8.2. The O+K raw mix preheaters

Besides the conventional 4 to 5 stage preheaters O+K offers an improved modification of the preheater, system Miag. O+K is short for Orenstein and Koppel AG, Ennigerloh, West Germany.

The O+K raw mix preheater (System Miag) consists of three or 4 cyclones respectively working in parallel current, and of one conical preheater shaft as a last stage, with counter current heat exchange.

For a capacity up to 1500 t/d the preheater is designed as one-strand preheater; for larger capacities two-strand preheaters are applied.

The working principle of this raw mix preheater is schematically shown in Fig. 20.15.

Fig. 20.15. Schematische Darstellung des O+K Rohmehlwärmetauschers

Fig. 20.15. Schematic of the O+K raw mix suspension preheater

Concurrently with the gas flow, the raw mix is fed into the preheater, ahead of the upper cyclone stage (Z 1). From here, it passes all consecutive cyclone stages, down to the rotary kiln. On its way to the rotary kiln, the raw mix comes in close contact with the always hotter kiln exit gases. After passing the lowest stage, the raw mix is preheated to about 800 °C.

The raw mix separated in stage Z 3, is conveyed into the vortex chamber, which is also called conical preheater shaft. One part of the raw mix which flows to,

Schacht befindlichen Rohmehls wird nochmals mit den aufwärtsströmenden Ofenabgasen der Stufe Z 3 zugeführt. Durch diesen Rohmehl-Kreislauf ergibt sich eine längere Verweilzeit des Rohmehls in der heißesten Zone des Wärmetauschers, wodurch der Wärmeübergang von den Ofenabgasen auf das Rohmehl intensiviert wird, so daß Entsäuerungsgrade bis zu über 50 % erreicht werden.

Im Wärmetauscherschacht selbst reichert sich das Material im Gasstrom so stark an, bis es als sogenannte Flugstaubwolke kontinuierlich entgegen der Gasstromrichtung ausfällt und durch die sogenannte Übergangskammer dem Drehofen zufließt.

Nach Angaben des Herstellers ergibt sich durch die Ausbildung der vierten Stufe als konischer Schacht ein weiterer bedeutender betriebstechnischer Vorteil gegenüber den herkömmlichen Zyklon-Wärmetauschern. Während bei einem Zyklon-Wärmetauscher das vorgewärmte Rohmehl aus der unteren Zyklonstufe durch eine Mehlleitung mit einem freien Querschnitt von etwa $0,5 \text{ m}^2$ der sogenannten Übergangskammer zugeführt wird, ist die freie Durchtrittsfläche zwischen Übergangskammer und konischem Schacht bis zu 18fach größer.

Dieser Querschnitt wirkt sich besonders dann positiv aus, wenn das Rohmehl höhere Konzentrationen an Alkalien (K_2O , Na_2O), Chloriden und Sulfaten enthält. Durch die in das System mit dem Brennstoff zusätzlich eingebrachten Mengen an SO_3 bzw. Alkalien, letztere im Falle einer Kohlenstaubfeuerung, kommt es häufig im System Ofen-Wärmetauscher zur Ausbildung hoher Kreisläufe dieser verdampfenden Bestandteile und durch deren Kondensation im kälteren Teil des Systems zu einer wesentlichen Anreicherung, die dann zu Anbackungen führt. Da diese Anbackungen vorwiegend im Übergangsbereich Drehofen-Wärmetauscher bzw. in der unteren Zyklonstufe auftreten, können sie durch Verstopfen der relativ engen Mehlleitung und eventuell des unteren Zyklons Betriebsstörungen verursachen.

Aufgrund des großen Austrittsquerschnittes der Gegenstromstufe sind derartige Probleme auch bei höheren Konzentrationen der vorgenannten Bestandteile noch nicht aufgetreten.

Selbst wenn die Konzentration dieser störenden Bestandteile so groß wird bzw. die Erzeugung eines sogenannten „low-alkali“-Klinkers beabsichtigt ist, daß ein Bypass vorgesehen werden muß, trägt im ersten Fall die relative Unempfindlichkeit gegenüber Anbackungen und Verstopfungen aufgrund des großen Durchgangsquerschnittes dazu bei, die Menge des kontinuierlich abzuziehenden Ofenabgases auf ein Minimum zu senken. Dies bringt durchaus einen wirtschaftlichen Vorteil mit sich, da bekanntlich jedes Prozent Ofenabgas, das über einen Bypass abgeführt werden muß, den spezifischen Wärmeverbrauch erhöht.

Der spezifische Wärmeverbrauch des O+K Rohmehlwärmetauschers wird mit 750–800 kcal/kg Klinker angegeben [255a].

In Spanien wird der O+K-Rohmehlwärmetauscher von der Firma ATEINSA, Madrid, als Lizenznehmer gebaut.

or is already inside the preheater shaft, is once again conveyed into stage Z 3, by the upward flowing kiln exit gases. The raw mix recirculation extends its retention time in the hottest zone of the preheater, thus intensifying the heat transfer from the kiln gases to the raw mix; as a result, precalcining degrees of more than 50 % are attained.

Inside the preheater shaft, the material increases its concentration in the gas stream, until it continuously precipitates as a so-called dust cloud through the kiln transition compartment into the rotary kiln, in countercurrent to the direction of the gas flow.

Designing the fourth stage as a conical preheater shaft, results — according to the manufacturer — in a considerable operating advantage, as compared to a conventional cyclone preheater. Whereas in a cyclone preheater, the preheated raw mix is led from the lowest cyclone stage through a duct with a cross-section of only about $0,5 \text{ m}^2$ to the transition compartment, the free passing cross-section between the conical preheater shaft and the transition compartment is up to 14 times larger.

If the raw mix shows higher concentrations of alkalis (K_2O , Na_2O), chlorides, and sulfates, this large cross-section is of specific advantage. The quantities of SO_3 and alkalis introduced additionally into the system by the fuel, especially when applying coal dust firing, often cause in the kiln-preheater system an intensive recirculation of the volatile components, and condensation as well as concentration in the colder zone of the system, which results in caking. Since the caking occurs mainly in the kiln-preheater transition zone, and also in the lowest cyclone stage, sometimes considerable operating disturbances can develop, by plugging the relatively narrow raw mix duct.

Because of the large cross-section of the countercurrent stage, the described problem did not occur, even at higher concentrations of the above mentioned components.

Even if the concentration of the disturbing components increases, or if low-alkali clinker should be manufactured requiring the application of a gas bypass, the relative indifference to caking and plugging, due to the large exit gas cross-section, is a contributing factor that the volume of the bypass gas be kept to a minimum. This increases the economy of the system, since it is known that each percent of bypass gas, increases the specific heat consumption.

The specific heat consumption of the O+K raw mix preheater is quoted to be in the range of 750–800 kcal/kg of clinker [255a].

In Spain, the ATEINSA Co., Madrid, manufactures O+K raw mix suspension preheaters as licensees.

20.8.3. ZAB-Wärmetauscher

Der Wärmetauscher des SKET/ZAB, Dessau, besteht aus drei Schachtstufen sowie zwei darüber angeordneten Zyklonstufen [255b, 255c]. Neben den Vorgängen der Wärmeübertragung spielen sich in den Schachtstufen vorzugsweise die verfahrenstechnischen Prozesse ab, während die Zyklonstufen einem ordnungsgemäßen wärme- und transporttechnischem Systemabschluß dienen (Fig. 20.16.). Bei den Schachtstufen ist charakteristisch, daß sie einen ovalen Querschnitt besitzen und daß ihre vertikalen Achsen versetzt zueinander angeordnet sind.

In schematischer Darstellungsweise bewegt sich das Rohmehl in Form einer Strähne vorzugsweise in den Randzonen entgegen dem Gasstrom zum Ofeneinlauf. Dabei gelangt nur ein Teil des Rohmehls in die jeweils darunter liegende Stufe; der andere Teil wird vom Gasstrom mitgerissen und je nach Abscheideverhalten der Schachtstufe dem primären Rohmehlstrom wieder zugeführt oder ebenfalls aus dieser ausgetragen. Auf diese Weise bilden sich sowohl in den einzelnen Schachtstufen als auch zwischen diesen ausgeprägte Kreisläufe aus, die den Ablauf verfahrensschemischer Prozesse begünstigen und den Einsatz des Vorwärmers bis zu Chloridkonzentrationen im Rohstoffgemisch von 0,025 % ohne Beipañbetrieb störungsfrei ermöglichen [255d].

Bedingt durch den einfachen Aufbau der gasführenden Anlagenteile liegt der statische Druckverlust beim ZAB-Vorwärmer bei ähnlichen Temperaturverhältnissen (siehe Fig. 20.17.) im Vergleich zu anderen Vorwärmersystemen mit 250–400 mm WS niedrig [255e, 255f].

20.8.3. The ZAB raw mix suspension preheater

The suspension preheater of the SKET/ZAB Co., Dessau, consists of three shaft stages as well as of two cyclone stages, located on the top [255b, 255c]. Two procedures run its course in the shaft stages: the heat transfer process, and preferably the technological processes, whereas the cyclone stages are assigned for a methodical termination of the heat transfer and transportation procedures (Fig. 20.16.). The shaft stages are characterized by their oval cross-section and by the fact that their vertical axes are arranged in a staggered way to each other.

Schematically, the raw mix moves in the form of a strand, preferably within the peripheral zones down to the kiln inlet, and in countercurrent to the gas stream. In doing so, only one part of the raw mix enters the respective lower stage, whereas the other part is carried up with the gas stream, and, depending on the separation capacity of the particular shaft stage, is conveyed again to the primary raw mix stream, or can also enter the lower shaft stage. In this way, strongly marked material circuits are formed, not only in the particular shaft stages but also between these stages, which support generating of chemical reactions. This type of preheater allows a chloride concentration in the raw mix of 0.025 % troublefree, and without any bypass operation [255d].

Due to the simple design of the gas conducting preheater parts, the static pressure drop of the ZAB preheater of 250–400 mm WG (see Fig. 20.17.) is low, when compared with other preheater systems at similar temperature conditions [255e, 255f].

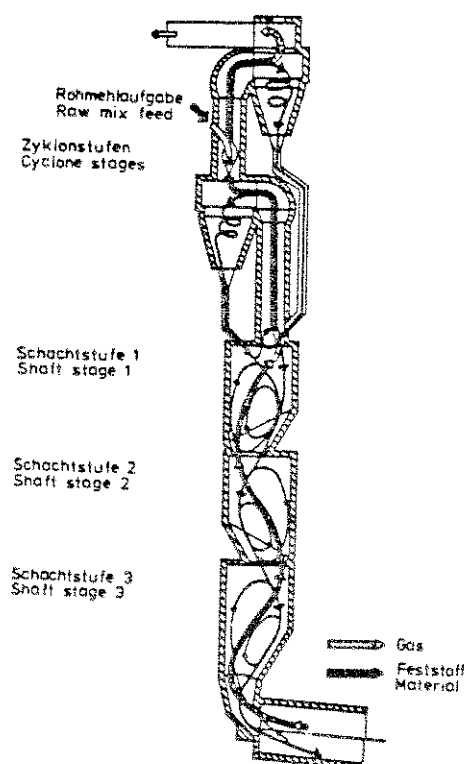
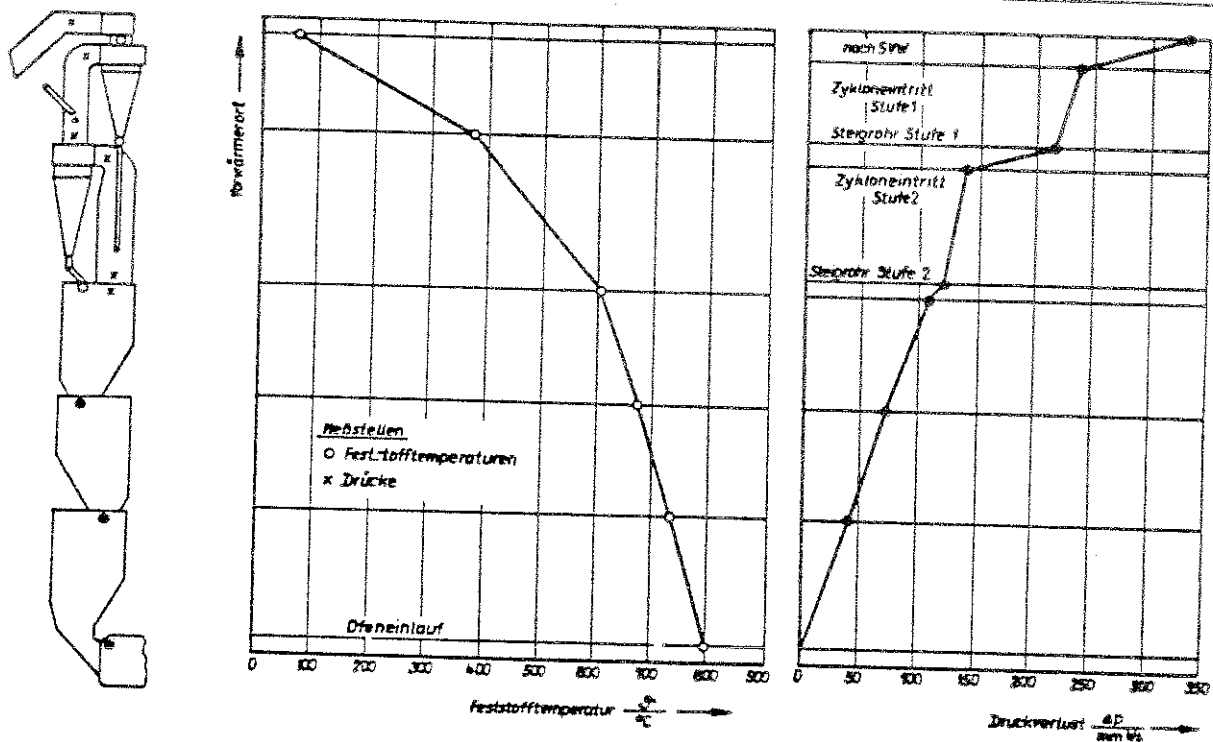


Fig. 20.16. Aufbau und Wirkungsweise des ZAB-Vorwärmers

Fig. 20.16. Arrangement and operating flow chart of the ZAB-suspension preheater



Vorwärmerort = Location inside preheater
 Meßstellen = Measuring points
 Feststofftemperaturen = Material temperatures
 Drücke = Pressures
 Ofeneinlauf = Kilm inlet

Druckverlust mm WS = Pressure drop mm WG
 nach SVW = after preheater
 Zykloneintritt Stufe 1, Stufe 2 = Cyclone inlet, stage 1, stage 2
 Steigrohr Stufe 1, Stufe 2 = Rising duct stage 1, stage 2

Fig. 20.17. Temperatur- und Druckverlauf im ZAB-Vorwärmer

Fig. 20.17. Temperature and pressure diagram of the ZAB-preheater

Literaturquellen zufolge zeichnet sich der ZAB-Vorwärmer durch eine hohe Betriebssicherheit gegenüber den flüchtigen Bestandteilen im Zementrohmehl aus [255g, 255h]. Die Ursachen dafür liegen in:

- Der Existenz großräumiger Schachtstufen, verbunden mit minimaler Gasumlenkung.
- Einem ständigen intensiven Kontakt beider Phasen.
- Der gemeinsamen Führung des Feststoff- und Gasstromes im Übergangsbereich Vorwärmer/Drehrohröfen.

Der ZAB-Vorwärmer wird ein- oder zweiflutig gebaut. Bis zu einem Klinkerdurchsatz von 2000 t/24 h hat sich die einflutige Bauweise bewährt.

Hersteller von schachtförmigen Rohmehlwärmetauschern behaupten, daß im Gegensatz zu Zyklonwärmetauschern die weiträumigen Schachtstufen im unteren Vorwärmerbereich unempfindlicher gegenüber Alkalikondensaten sind, da bei diesem System eine Abscheidung bevorzugt am Rohmehlstrom erfolgt, und daher angeblich betrieblich günstiger erscheinen. Neuere Veröffentlichungen versuchen die unterschiedliche Alkaliverträglichkeit von Zyklon- und Schachtwärmetauschanlagen darzustellen [255h, 255i, 255j, 255k, 255l, 255m].

According to literature references, the ZAB-preheater is characterized by its high operating safety in relation to volatile components of the cement raw mix [255g, 255h]. The reasons for this are:

- The existence of large space shaft stages, resulting in a minimum of gas deflection.
- A constant, intensive contact of both phases.
- The combined conduct of the material and gas stream in the transition zone of preheater and rotary kiln.

The ZAB-preheater is manufactured in single tower and in twin construction. Up to a clinker capacity of 2000 t/24 h, the single tower construction proved to be sufficient.

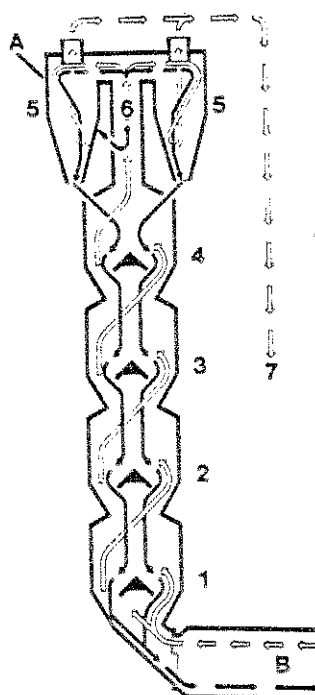
Manufacturers of shaft-type raw mix suspension preheaters claim that, contrary to cyclone-type raw mix preheaters, the wide spaced shaft stages, especially in the lower part of the preheater, are less sensible to caking of alkali condensates, since shaft preheaters promote precipitation rather on the raw mix stream, and are therefore allegedly easier to operate. Recent publications try to present the different compatibility of alkalies in cyclone- and shaft-type raw mix preheaters [255h, 255i, 255j, 255k, 255l, 255m].

20.8.4. Der Gepol-Gegenstromwärmetauscher

Die bisher beschriebenen Schwebegaswärmetauscher arbeiten entweder stufenweise im Gleichstrom oder enthalten eine, bzw. zwei Gegenstromstufen, in denen der Wärmeaustausch in sogenannten Wirbelkammern im Gegenstrom erfolgt. Der von der Firma Krupp Polysius entwickelte Wärmetauscher (siehe Fig. 20.18.) ist, abgesehen von der obersten Stufe, die zwecks Staubsammlung als Zyklonstufe ausgebildet ist, ein vollkommener Gegenstromwärmetauscher. Er besteht aus einer obersten Doppelzyklonstufe mit Gassteigrohr und aus einem selbsttragenden zylindrischen Schacht. Düsenartige Verengungen teilen den Schacht in vier Kammern auf. Oberhalb einer jeden Verengung befindet sich ein kegelartiger Aufbau, der eine gleiche Verteilung des herabfallenden Rohmehles bewirkt. Auf diese Weise arbeitet der Wärmetauscher in fünf Stufen. Das Rohmehl wird zwischen der obersten Kammer und der Zyklonstufe aufgegeben, vom Gasstrom mitgenommen, vorgewärmt, in den Zyklonen separiert und in die oberste Wärmetauscherkammer aufgegeben, wo es im Gegenstrom zum Gas von Kammer zu Kammer fallend in den Auslaufschacht und den nachgeschalteten Drehofen gelangt. In jeder Wärmetauscherkammer wird das Rohmehl — infolge erhöhter Geschwindigkeit des Gasstromes in den Verengungen — für einen Moment bis zur Übersättigung im Schwebezustand gehalten, was die Verweilzeit verlängert und den Wärmeaustausch begünstigt. Dieser Vorgang wiederholt sich viermal. In den einzelnen Stufen des Krupp Polysius-Gegenstromwärmetauschers werden etwa folgende Gas-Temperaturen gemessen [256]:

20.8.4. The Gepol counter-current suspension preheater

The suspension preheaters described so far, work on the principle of a stepwise parallel current, or are supplied with one or two counter-current stages, where so-called vortex chambers serve the purpose of counter-current heat transfer. The preheater developed by the Krupp Polysius Company (see Fig. 20.18.) is an almost complete counter-current heat exchanger, except the uppermost stage which, for the separation of dust, is constructed as a double cyclone stage supplied with a duct for the ascending gas; the remainder of the preheater is a cylindrical, self supporting shaft. Nozzle type constrictions divide the shaft into four compartments. Above each constriction there is a conical structure for even distribution of the descending raw mix. In this way, the preheater actually works in five stages. The feeding point of the raw mix is located between the uppermost preheater compartment and the cyclone stage, from where the raw mix is carried upwards by the gas stream, preheated, separated in the cyclones, and supplied into the uppermost preheater compartment; from here the raw mix descends from compartment to compartment into the discharge shaft, from where it finally enters the rotary kiln. Due to the constrictions between the compartments and the resulting higher velocity of the ascending gas, the raw mix is kept for a moment in each compartment — until saturation — in a state of suspension; this extends the residence time and improves the heat transfer. This procedure is repeated four times. In the individual stages of the Krupp Polysius counter-current raw mix suspension preheater, the following gas temperatures prevail [256]:



- A Rohmehlzuleitung = Raw mix feed
- B Drehofen = Rotary kiln
- 1-4 Gegenstromkammern = Counter current compartments
- 5 Abscheidezyklone = Separating cyclones
- 6 Steigleitung = Riser duct
- 7 Abgasleitung = Exit gas duct

Fig. 20.18. Schnittbild durch den Gepol-Gegenstromwärmetauscher mit schematischem Strömungsverlauf von Rohmehl und Gas

Fig. 20.18. Cross-sectional view of the Gepol counter-current heat exchanger with outlined flow of gas and raw mix

20.8. Verschiedene Wärmetauscher-Systeme

Zyklonstufe	340–360 °C
Kammer I	450–470 °C
Kammer II	525–550 °C
Kammer III	600–650 °C
Kammer IV	700–750 °C
Auslaufschacht	1000 °C

Fig. 20.18. zeigt ein Schnittbild durch den Krupp Polysius-Gegenstromwärmetauscher mit schematisiertem Strömungsverlauf von Rohmehl und Gas.

Der spezifische Wärmebedarf des Krupp Polysius-Gegenstromwärmetauschers wird mit 800–900 kcal/kg Klinker angegeben.

Krupp Polysius-Gegenstromwärmetauscher, auch Gepol-Wärmetauscher genannt, sind mit Leistungen von 1650 t/24 h in Betrieb.

Die großen Querschnitte des Gepol-Gegenstromwärmetauschers und die entsprechend niedrige Geschwindigkeit des Gasstromes verursachen einen verhältnismäßig niedrigen Druckverlust von 270 mm W. S.; davon entfällt 40 % Druckverlust auf den Wärmetauscherturm und 60 % auf die Zykclone und das Gassteigrohr. Der spezifische Arbeitsbedarf der Gesamtanlage beträgt 16,9 kWh/t [257]. Hierzu sei bemerkt, daß die Verbrauchsangaben in kWh/t bei den verschiedenen Anlagen nicht immer den vergleichbaren Maschinenumfang repräsentieren. Die Ziffern sind außerordentlich verschieden, je nachdem man die Entstaubungsanlagen bzw. Rohmehl- und Klinkerförderung mit einbezieht. Selbst bei den Entstaubungsanlagen sind die Verbräuche sehr verschieden, je nach deren Konzeption.

Der spezifische Arbeitsbedarf für das Gebläse der in Tabelle 20.3. angeführten Anlage S beträgt 3,5 kWh/t Klinker; der Staubgehalt des Abgases beträgt 38 g/Nm³ und der gesamte Strahlungsverlust 80 kcal/kg Klinker.

Tabelle 20.3. enthält Betriebsdaten von zwei Drehofenanlagen mit Gepol-Gegenstromwärmetauschern.

Ein Gepol-Gegenstromwärmetauscher mit einer Durchsatzleistung von 1650 t/24 h hat einen Wärmetauscherschacht von 7,8 m Durchmesser (am Blech, 7,3 m an der Ausmauerung) und rund 65 m Höhe. Das Verhältnis von Durchmesser zu Höhe beträgt rund 1:8. Die äußere Oberfläche des Schachtturmes beträgt 1530 m². Dagegen beträgt die äußere Oberfläche eines gleichwertigen 4stufigen Zyklonwärmetauschers gemäß Krupp Polysius 1810 m².

20.8.5. Der Gegenstromwärmetauscher der Prerauer Maschinenfabrik, Tschechoslowakei

Dieser Gegenstromwärmetauscher besteht aus einem vertikalen Schacht, in dem der Wärmeaustausch im Gegenstrom stattfindet und aus zwei Stufen von Doppelzyklonen sowie aus einem Gassteigrohr vom Schacht zu den Zyklonen. Die oberste Zyklonstufe besteht aus zwei Entstaubungszyklonen, während der

20.8. Various preheater systems

Cyclone stage	340–360 °C
Compartment I	450–470 °C
Compartment II	525–550 °C
Compartment III	600–650 °C
Compartment IV	700–750 °C
Discharge shaft	1000 °C

Fig. 20.18. shows a longitudinal section through a Krupp Polysius counter-current suspension preheater with outlined flow of raw mix and gas.

The specific heat consumption of the Krupp Polysius counter-current suspension preheater is quoted to be 800–900 kcal/kg of clinker.

Operating capacities of Krupp Polysius counter-current suspension preheaters (Gepol-preheaters) are in the range of 1650 t/24 h.

The large cross-section of the Gepol counter-current suspension preheater and the corresponding low velocities of the ascending gases, cause a relatively low pressure drop of 270 mm W.G.; from this, 40 % is apportioned to the pressure drop in the preheater shaft, and 60 % to the cyclones with the gas ducts. The specific power requirement of the total arrangement is 16.9 kWh/t of clinker [257]. Here it should be noted that at different plants, data concerning the consumption in kWh/t do not always include the comparable line of machinery. The figures differ quite noticeably, depending on whether the dust collectors and the raw mix or clinker conveying machinery are included. Even dust collectors show different power consumption relative to their type or model.

The specific power requirement for the ID-fan of the arrangement S, cited in Table 20.3., amounts 3.5 kWh/t of clinker; the dust load of the exit gas is 38 g/st.m³, and the total heat loss by radiation is 80 kcal/kg of clinker.

Table 20.3. contains operational data of two rotary kilns with Gepol raw mix suspension preheaters.

The dimensions of a Gepol suspension preheater for a capacity of 1650 t/24 h are: 7.8 m diameter (measured on the shell, 7.3 m diameter on bricks) and roughly 65 m height. The diameter to height ratio is 1:8. The outer surface of the shaft tower is 1530 m². Compared to this, the outer surface of an equivalent four-stage cyclone preheater is according to Krupp Polysius 1810 m².

20.8.5. The counter-current suspension preheater of the Pterov Engineering Works, Pterov, Czechoslovakia

This counter-current raw mix suspension preheater consists of a vertical shaft with counter-current heat exchange, of two stages of double cyclones, and of a gas duct from the shaft to the cyclones. The uppermost cyclone stage consists of two dust collection cyclones, whereas the lower two cyclones serve the

Tabelle 20.3.

Table 20.3.

Betriebsdaten von Drehofenanlagen mit Gepol-Gegenstromwärmetauschern Operational data of rotary kilns working with Gepol counter current heat exchangers			
Bezeichnung — Description	Dimensionen Dimensions	Anlage S Plant	Anlage F Plant
Ofenabmessungen Kiln size	D × L (m)	3.45 × 48	3.8 × 60
Ofenneigung — Kiln slope	%	3.5	3.5
Ofendrehzahl — Kiln revolutions	U/min — rpm	0–2	1–1.5
Kühler — Cooler		Fuller	Fuller
Brennstoff — Fuel		Oil — Oil	Oil — Oil
Heizwert, Hu Heating value, LHV	kcal/kg	9780	9600
Silikatmodul — Silica ratio		3.0	2.2
Tonerdemodul — Alumina ratio		0.9	2.0
Kalkstandard — Lime standard		93.7	90.6
Durchsatz — Capacity	t/24 h	580	850
Spez. Wärmeverbrauch Spec. heat consumption	kcal/kg Klinker	835	805
Abgastemperatur Exit gas temperature	°C	360–400	350–380
Druckverlust Pressure drop	mm W. S. mm W. G.	270	250

untere Doppelzyklon zur Rezirkulation des Rohmehles und somit zu dessen Aufheizung dient. Das Drehofenabgas wird durch ein Gasrohr tangential in den Wärmetauscherschacht eingeführt, um so den Gasen eine schraubenförmige Bewegung zu erteilen. Dies soll das herabfallende Rohmehl in turbulente Bewegung versetzen und so einen maximalen Wärmeaustausch gewährleisten. Um eine möglichst vollständige Dispersion des Rohmehles im Wärmetauscherschacht zu erreichen, enthält das dem Schacht aufgesetzte Gassteigrohr im unteren Teil einen Streukegel, der die Aufgabe hat, das herabfallende Rohmehl am Umfang gleichmäßig zu verteilen.

Dieser Wärmetauscher ist durch seine einfache Konstruktion und Funktionsweise gekennzeichnet. Dilatationsvorrichtungen sind nicht vorhanden, was das Ansaugen von Falschluf auf ein Minimum beschränkt.

Die feuerfeste Auskleidung besteht vorwiegend aus Normalsteinen. Die selbsttragende Konstruktion erfordert eine kleine Grundfläche, was die Baukosten wesentlich herabsetzt. Der Energieverbrauch ist niedrig, da der Druckabfall bei Vollbetrieb 350 mm WS nicht übersteigt.

Die in den Wärmetauscher eintretenden Ofenabgase haben eine Temperatur von 950–1050 °C; die Temperatur der Abgase nach dem Wärmetauscher beträgt höchstens 360 °C. Der Staubgehalt der Wärmetauscherabgase beträgt 30–50 g/Nm³.

purpose of recirculating and preheating the raw mix. A gas duct leads the kiln exit gases tangentially into the preheater shaft, thereby giving the gases a helical motion. This should, for maximum heat transfer, impart a turbulent flow to the descending raw mix. To obtain a possibly complete dispersion of the raw mix in the preheater shaft, the gas duct protruding from the shaft, contains in its lower part a dispersion cone for the purpose of scattering the raw mix evenly, along its circumference.

This heat exchanger is characterized by its simple construction and method of operation. Expansion joints are not present; this circumstance reduces the intake of false air to a minimum.

The refractory lining consists mostly of standard size bricks. The self-supporting construction requires a small foundation base, which considerably lowers the construction cost. The energy cost is low, since the pressure drop at full operation does not exceed 350 mm WG.

The kiln exit gases enter the heat exchanger at a temperature of 950–1050 °C; the maximum temperature of the preheater exit gases is 360 °C. The dust content of the preheater exit gases is in the range of 30–50 g/st.m³.

Der Wärmeeffekt des Rohmehl-Vorwärmers wird vor allem durch das Verhältnis der Höhe zum Schachtdurchmesser bestimmt. Dieses Verhältnis wird derart gewählt, um ein Optimum zwischen Investitions- und Betriebskosten zu erreichen. Der Schachtdurchmesser resultiert aus den pneumatischen Anforderungen für den Durchfluß von Gasen [258, 259].

Nach Angaben des Erzeugers werden vorübergehende größere Schwankungen im Gasvolumen von diesem Wärmetauscher ohne Schwierigkeiten aufgenommen [259f].

The thermal efficiency of the preheater is initially determined by the ratio of the shaft's height to its diameter. This ratio is selected to ensure the most favorable relation between investment and operating cost. The shaft's diameter is determined by the gas flow requirements [258, 259].

According to the manufacturer, this preheater absorbs temporary variations in the amount of gases without operating difficulties [259f].

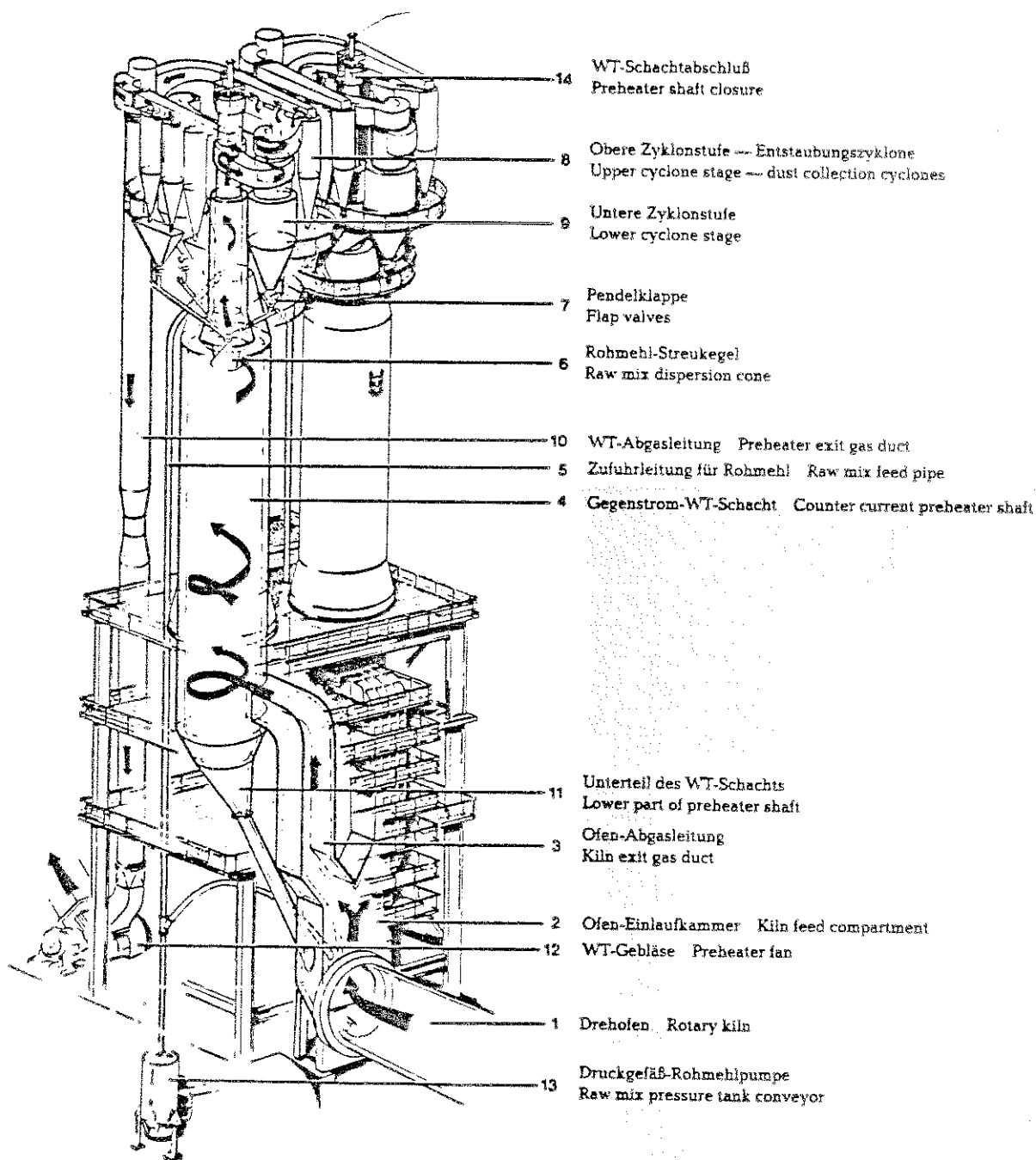


Fig. 20.19. Aufbau des Gegenstrom-Wärmetauschers der Maschinenfabrik Prerov

Fig. 20.19. Arrangement of the counter current raw mix preheater of the Pterov Engineering Works

Folgende Wärmetauschergrößen werden gegenwärtig geliefert (siehe Tabelle 20.4.).

Fig. 20.19. zeigt den Aufbau und die Funktionsweise des Gegenstrom-Wärmetauschers der Prerauer Maschinenfabrik (Tschechoslovakei).

At the present time, the following preheater sizes are supplied by the manufacturer (see Table 20.4.).

Fig. 20.19. shows the arrangement and the mode of operation of the countercurrent raw mix preheater of the Pterov Engineering Works (Czechoslovakia).

Tabelle 20.4.

Table 20.4.

Baugrößen von Wärmetauschern der Maschinenfabrik Prerau Construction sizes of raw mix preheaters of the Pterov Engineering Works				
Leistung Capacity	Wärme- verbrauch Heat consumption	Ofengröße Kiln size	Wärmetauscher-Größe Preheater size	
			Heizöl Fuel oil	Kohle Coal
t/24 h	kcal/kg	Ø × L (m)	Ø × Höhe height m	
400	850	3.2 × 48	3.99 × 17	3.99 × 17
600	840	3.6 × 54	4.30 × 18	4.30 × 18
800	820	4.0 × 58	4.90 × 21	5.49 × 23
1000	800	4.2 × 60	5.49 × 23	5.49 × 23
1200	780	4.2 × 68	5.80 × 24.5	6.20 × 26
1400	780	4.4 × 72	6.20 × 26	6.60 × 28
1600	770	4.6 × 76	6.60 × 28	6.60 × 28
2000	760	4.8 × 80	2 × 5.49 × 23*	2 × 5.49 × 23*
2500	760	5.4 × 84	2 × 5.80 × 24*	2 × 6.20 × 26*
3000	750	5.6 × 90	2 × 6.20 × 26*	2 × 6.60 × 28*

* Zwillingsausführung — Twin construction

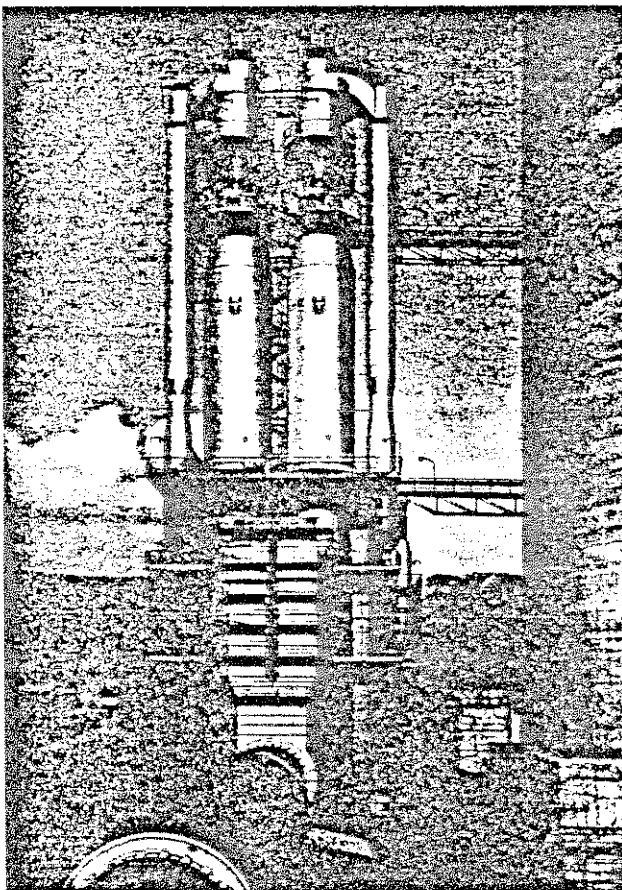


Fig. 20.20. Schacht-Gegenstrom-Wärmetauscher in Zwillingsausführung der Maschinenfabrik Prerau

Fig. 20.20. Shaft countercurrent suspension preheater in twin construction of the Pterov Engineering Works

Fig. 20.20. zeigt die Gesamtansicht einer Prerauer Gegenstrom-Wärmetauscheranlage in Zwillingsausführung mit einer Klinkerleistung von 2000 t/24 h. Bei dieser Gelegenheit sei bemerkt, daß die Prerauer Maschinenfabrik komplette Maschineneinrichtungen für Zementfabriken herstellt.

Fig. 20.20. shows the total view of the Prerauer counter-current shaft type preheater in twin construction with a clinker production capacity of 2000 metric t/24 h. Here, it should be mentioned that the Prerauer Engineering Works manufactures complete machinery and equipment for cement plants.

20.9. Wärmetauscher mit Vorcalcinierer

20.9.1. Der SF-Wärmetauscher der IHI

Die Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd., Tokio, Japan (abgekürzt IHI) ist anfangs der 70er Jahre mit einer Weiterentwicklung des Zyklon-Wärmetauschers herausgekommen. Das wesentliche an dem neuen Wärmetauscher bzw. Wärmetauscher-Verfahren, von der IHI als SF-Prozeß^a bezeichnet, besteht darin, daß ein Großteil der Calcinierung des Rohmehles gesondert in einer sogenannten „Moment-Calcinierkammer“ mit der geringsten Temperaturdifferenz zwischen Gas und Rohmehlteilchen durchgeführt wird, während der Sinterprozeß in einem relativ kleinen Drehofen mit einer entsprechenden Verweilzeit stattfindet. Nachdem im konventionellen Wärmetauscher das Rohmehl nur unwesentlich calciniert ist (etwa 20 %), wird rund die Hälfte des nachgeschalteten Drehofens für die Calcinierung verwendet, während in der anderen Hälfte des Drehofens die Sinterung erfolgt. Die IHI ging von dem Gedanken aus, daß der Drehofen nur im Bereich der Sinterzone, d. i. dort, wo der Wärmeübergang hauptsächlich durch Strahlung erfolgt, ein wirtschaftlicher Wärmetauscher ist; im kälteren Teil des Drehofens, d. i. in der Calcinierungszone, ist der Wärmeübergang nicht mehr rationell. Dieser Wärmeübergangsprozeß kann wirtschaftlicher gestaltet werden, indem man die Rohmehlteilchen in den heißen Gasen schweben läßt. Der SF-Prozeß löste dieses Problem durch Schaffung des Schnellcalcinierers, in welchem das Rohmehl bis zu rund 90 % calciniert und so in den Drehofen aufgegeben wird. Auf diese Weise kann, im Vergleich zu einem konventionellen WT-Ofen, die notwendige dem Drehofen zugeführte Wärmemenge rund auf die Hälfte herabgesetzt werden; um jedoch mit der normalen Gasgeschwindigkeit im Ofen zu fahren, kann dieser volumetrisch mit der doppelten Wärmemenge beschickt werden, was die Leistung des Ofens entsprechend erhöht. Gemäß IHI werden nur 40 % der Gesamtwärme in den Drehofen geleitet; die restliche Wärmemenge wird dem Schnellcalcinierer zugeführt [259a].

Fig. 20.21. enthält einen graphischen Vergleich zwischen dem konventionellen Schwebegaswärmetauscher und dem SF-Verfahren.

20.9. Suspension preheaters with precalciner

20.9.1. The SF-suspension preheater of the IHI

In the early 1970s the Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd., Tokyo, Japan (abbrev. IHI) marketed a new development of the cyclone suspension preheater. The essential factor of this new preheater or preheater process (which the IHI calls SF-Process^a), is that most of the calcining of the raw mix is performed separately in a so-called "Flash furnace", where the lowest temperature difference between gas and raw mix particles is applied. The clinker burning process itself is performed in a relatively small rotary kiln with an appropriate retention time. Whereas in a regular suspension preheater the raw mix is only slightly calcined (about 20 %), it subsequently requires about two thirds the length of the rotary kiln for the calcining, and the remaining one third for clinker burning. IHI started from the principle that the rotary kiln is an economic heat exchanger only in the area of the burning zone, where heat transfer is mostly accomplished by radiation. In the colder part of the rotary kiln, i. e. in the calcining zone the heat transfer is no more expedient. The heat transfer process can be shaped more economically by suspending the raw mix particles in the gases. The SF-process solved this problem by creating the flash furnace, in which the raw mix is calcined up to about 90 %; in this state the raw mix is then fed into the rotary kiln. In this way, when compared with the regular suspension preheater kiln, the required heat supplied to the rotary kiln can be reduced roughly by 50 %. However, to be able to operate the kiln with the usual gas velocity, the heat quantity supplied into the kiln can be volumetrically doubled; the result will be a corresponding increase in kiln capacity. According to IHI only 40 % of the total heat is supplied into the rotary kiln; the remaining heat quantity is supplied into the flash furnace [259a].

Fig. 20.21. shows a graphic comparison between the regular raw mix suspension preheater and the SF-process.

^a SF ist die Abkürzung für Suspension-Preheater with Flash Furnace

^a SF is the abbreviation for Suspension-Preheater with Flash Furnace

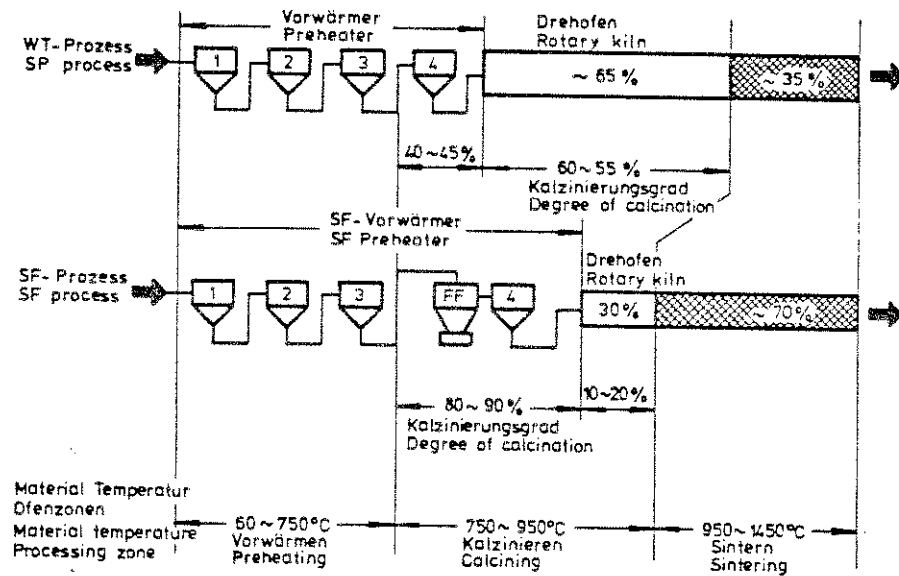


Fig. 20.21. Graphischer Vergleich zwischen dem konventionellen WT-Verfahren und dem SF-Prozeß

Fig. 20.21. Graphic comparison between conventional suspension preheater and the SF-process

Spezifische Drehofenleistung des SF-Verfahrens

Der höchste mit dem konventionellen Zyklonwärmetauscher erreichte spezifische Ofendurchsatz beträgt $1.75 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ bezogen auf den lichten Ofendurchmesser; mit Hilfe einer erhöhten Ofendrehzahl wurden neuerlich spezifische Durchsatzleistungen von $2.3 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ gemeldet. Nach Angaben von IHI wird mit dem SF-Verfahren ein spezifischer Durchsatz von $3.3 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ lichten Ofenvolumens erreicht. Auf diese Weise können hohe Ofenleistungen mit Ofen kleineren Durchmessers und geringerer Länge erzielt werden, deren Transport zur Baustelle keine besonderen Schwierigkeiten bereitet. Ein kleinerer Drehofen erfordert weniger Baufläche; im Vergleich zum konventionellen WT-Ofen erfordert der SF-Ofen bei gleicher Leistung rund 25 % weniger Baufläche, allerdings bei etwas größerer Höhe.

Ein kleiner Drehofen mit einem großen Durchsatz weist niedrigere spezifische Wärmeverluste durch Strahlung und Konvektion auf; dies ist ein Grund dafür, daß im Vergleich zum konventionellen Wärmetauscher der Wärmeverbrauch des SF-Prozesses mit 5–10 % niedriger angegeben wird.

Einige der Hauptvorteile des IHI-Vorcalciniervorgangs sind laut Angaben des Herstellers:

1. Gleichförmiger Betrieb. Das Hervorschießen des Materials im Ofen ist herabgesetzt; die Hauptursache des Hervorschießens ist die ungleichmäßige Bildung von Kohlendioxidgas (Calcination). Hier werden die meisten Gase in der Schnellcalciniereinlage frei.
2. Verlängerte Standzeit der Ofenausmauerung. Dies resultiert von den hier nur seltenen und kleineren Hitzeschlägen im Ofen, veranlaßt durch die niedrigere Frequenz der Materialstöße. Hinzu kommt, daß für eine gegebene Kapazität, der kleinere

Specific kiln capacity of the SF-process

The highest specific kiln output attained by a regular cyclone suspension preheater is $1.93 \text{ shtons/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ referred to the effective kiln volume measured on bricks; by increasing the kiln revolutions, specific kiln capacities of $2.53 \text{ shtons/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ were recently revealed. According to reports from IHI, a specific kiln capacity of $3.63 \text{ shtons/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ was attained with the SF-process. In this way high kiln capacities can be attained with a smaller diameter and shorter kiln. Shipment of such kilns to the construction site will be easier. A smaller rotary kiln requires a smaller construction lot; compared with a regular preheater kiln, an SF-kiln requires roughly 25 % less construction place for the same capacity with a slightly increased height of the preheater structure.

A smaller rotary kiln with a high throughput shows lower specific heat losses by radiation and convection; this is the reason that the heat consumption of the SF-process is quoted to be 5–10 % lower, when compared with the regular suspension preheater kiln.

According to the manufacturer, some of the main advantages of the IHI precalcining system are:

1. Smoother operation. Flushing of the material in the kiln is greatly reduced; the major cause of flushing is the non-uniform release of the carbon dioxide gases (calcination). Most of the gases are released in the flash furnace.
2. Improved refractory life for the kiln. This is due to fewer and smaller thermal strikes resulting from the decreased frequency of kiln flushes. Plus, for a given capacity the smaller kiln affords better physical stability of the lining through a smaller

Tabelle 20.5.

Table 20.5.

SF-Wärmetauscheranlagen gemäß IHI-Lieferliste SF-Suspension preheaters according to IHI reference list				
Kunde Customer	Land Country	Leistung Capacity t/24 h	Drehofen Rotary kiln Ø x L (m)	Lieferung Delivery
Union Cement Co., Ras Al Khaimah	U.A.E.	1500	3.6 x 52	1979
Medusa Cement Co., Charlevoix	U.S.A.	4000	5.6 x 102	1979
Suez Cement Co., Suez City	Egypt	3300	4.8 x 73	1979
Gov. of Abu Dhabi, Al-Ain	U.A.E.	1800	3.8 x 56	1980
Malaysia Cement S.B., Rawang Works	Malaysia	4000	4.7 x 74	1980
Tokuyama Soda Co., Nanyo Works	Japan	4700	5.7 x 110	1978
Osaka Cement Co., Ibuki Works	Japan	3000	3.8 x 79	1978
Mitsui Mining Co., Tagawa Works	Japan	3000	5.0 x 75	1979
Southern Prov. Cem. Co., Jizan	S.Arab.	2500	4.4 x 64	1978
Southern Prov. Cem. Co., Jizan	S.Arab.	2500	4.4 x 64	1978
Hachinohe Cem. Co., Hachinohe	Japan	4500	4.7 x 75	1979
Ude Ind., Ltd., Kanda Works	Japan	6000	5.4 x 100	1979
Chichibu Cement Co.	Japan	2400	3.9 x 60	1979
Chia Hsin Cem. Corp.	Taiwan	3000	4.5 x 67	1980
Hitachi Cem. Co., Hitachi Works	Japan	1500	4.2 x 64	1979
Okke Cement, Seoul	Korea	3300	4.5 x 73	1980
Ciment Quebec, Inc., Quebec	Canada	2000	4.8 x 43	1981
Inland Cem. Ind., Edmonton, Alberta	Canada	2340	4.1 x 58	1980
Calif. Portl. Cem. Co., Mojave Plant	U.S.A.	2480	4.1 x 68	1980
Narmada Cem. Co., Jafarabad	India	3000	4.5 x 67	1981
Martin Marietta Corp., Lyons, Col.	U.S.A.	1250	4.3 x 75	1980
Ministry of Development	Yemen	1700	4.0 x 60	1982
China Natl. Tech. Import Corp.	China	4000	4.7 x 74	1983
Nittetsu Cem. Co., Muroran Works	Japan	2000	4.4 x 70	1980
Mitsui Mining Co., Tagawa Works	Japan	4000	4.7 x 71	1980
Chichibu Cem. Co., Kumagaya Works	Japan	7700	5.5 x 100	1980
Sumitomo Cem. Co., Ako Works	Japan	4800	4.7 x 80	1981
Ministry of Industry and Minerals	Iraq	3300	4.4 x 68	1981
Sumitomo Cem. Co., Tochigi Works	Japan	2150	3.5 x 66	1981
Nittetsu Cem. Co., Muroran Works	Japan	2900	4.2 x 62	1981
Chichibu Cem. Co., Chichibu No. 2	Japan	4800	5.5 x 83	1981
Kedah Cement, Kedah	Malaysia	4000	4.7 x 74	1984
Osaka Cem. Co., Kochi Works	Japan	7200	5.3 x 100	1982
Chichibu Cem., Chichibu No. 1	Japan	2050	3.9 x 55	1981
Cementos Portl., Olazagutia	Spain	1200	3.6 x 69	1981
St. Lawrence Cem. Co., Ontario	Canada	4500	5.2 x 84	1982
Martin Marietta Cem. Corp., Utah	U.S.A.	1632	3.8 x 53	1982
Saurashtra Cem., Renavav	India	2500	—	1983
Texas Cement Co., Buda, Texas	U.S.A.	3000	—	1983
Tokuyama Soda Co., Nanyoo Works	Japan	4700	5.7 x 110	1982
Mitsui Mining Co., Tagawa Works	Japan	4300	4.7 x 71	1982
Kedah Cement, Kedah	Malaysia	4000	4.7 x 74	1985
Capitol Aggregates Inc.	U.S.A.	1400	3.6 x 50	1983
Century Cement, Manikgarh Plant	India	3000	4.6 x 67	1984

Drehofen eine bessere physikalische Stabilität der Ofenausmauerung durch ein kleineres Gewölbe und bessere Verkeilung gewährleistet. Als Gesamtergebnis resultiert ein wesentlich niedrigerer Verbrauch an feuerfesten Materialien.

3. Reduzierte Emissionen. Da ein großer Teil des Brennstoffes in der Schnellcalcinieranlage bei niedrigeren Temperaturen verbrennt, ist somit die Bildung von Stickoxiden reduziert und zwar auf die Hälfte der Menge, die in konventionellen Schwebegas-Wärmetauschern anfällt.

Tabelle 20.5. enthält eine neue IHI-Lieferliste von SF-Wärmetauscheranlagen mit Vorcalciniersystemen.

arc with better keying action. Net result is a considerably lower consumption of kiln refractory.

3. Since most of the fuel is burned at low temperature in the flash furnace, the generation of nitrogen oxides is reduced to levels less than half of those encountered in conventional suspension preheater kilns.

Table 20.5. contains a recent IHI reference list of SF-suspension preheater and precalciner plants.

Das als SF-Prozeß bezeichnete Wärmetauscher-Verfahren ist schematisch in Fig. 20.22. dargestellt (Fuller Co. Bulletin PR-3).

The suspension preheater process designated as the SF-process, is schematically shown in Fig. 20.22. (Fuller Co. Bulletin PR-3).

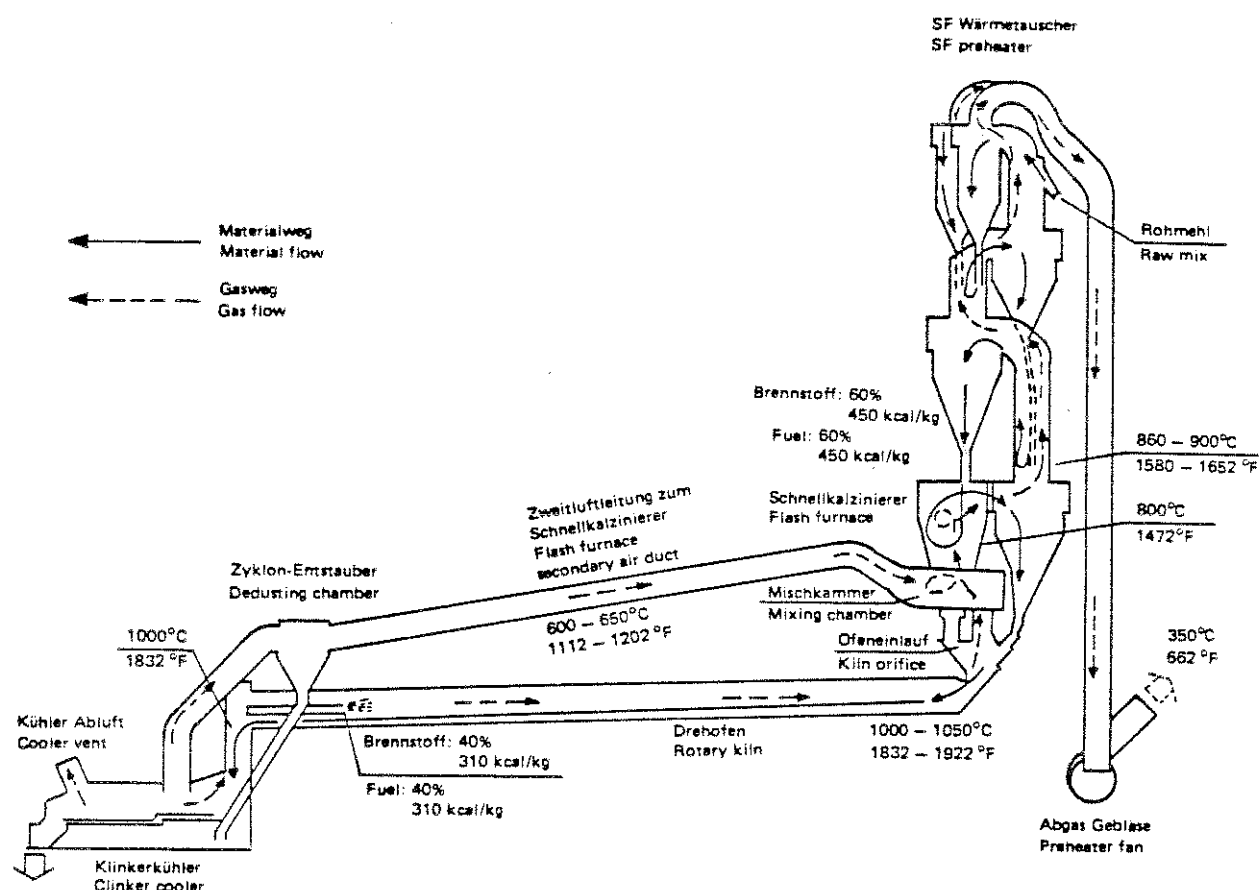


Fig. 20.22. SF-Wärmetauscher-Verfahren — Fließdiagramm

Fig. 20.22. Flow chart of SF-preheater process

Daten einer SF-Wärmetauscheranlage:

Leistung			
Klinker	t/24 h		2000
Sp. Wärmeverbrauch	kcal/kg Kli.		760
Drehofen			
Abmessungen	m	3.8 × 53.3	
Drehzahl	U/min	3.3 - 0.8	
Motor	kW	225	
WT-Turm			
Breite	m	13.4	
Länge	m	16.0	
Höhe	m	85.3	
Klinker-Kühler			
Rostbreite	m	2.4	
Rostlänge	m	20.4	
Abgasgebläse			
Durchsatz	m ³ /min	4400	
Statischer Druck	mm H ₂ O	985	
Antriebsmotor	kW	1150	

Tabelle 20.6. enthält die Wärmebilanz einer SF-Wärmetauscher- und Vorcalcineranlage.

Data of an SF-Suspension preheater unit

Capacity			
Clinker	t/24 h		2000
Sp. heat consumption	kcal/kg cli.		760
Rotary kiln			
Dimensions	m	3.8 × 53.3	
Revolutions	rpm	3.3 - 0.8	
Motor	HP	300	
Preheater tower			
Width	m	13.4	
Length	m	16.0	
Height	m	85.3	
Clinker cooler			
Width of grate	m	2.4	
Length of grate	m	20.4	
ID-fan			
Capacity	m ³ /min	4400	
Static pressure	mm H ₂ O	985	
Motor	HP	1540	

Table 20.6. contains the heat balance of an SF-precalcining system.

Tabelle 20.6.

Table 20.6.

Wärmebilanz einer SF-Vorcalcinieranlage Heat balance of an SF precalcining system			
Wärmeeinnahmen Heat input	kcal/kg Kli.	Wärmeausgaben Heat output	kcal/kg Kli.
Aus Brennstoff From fuel	755.5	Theor. Wärme zum Klinkerbrennen Theor. heat for clinker burning	420.0
Fühlbare Wärme des Brennstoffes Sensible heat of fuel	2.9	Fühlbare Wärme des Klinkers Sensible heat of clinker	24.0
Fühlbare Wärme des Rohmehles Sensible heat of raw mix	12.6	Fühlbare Wärme der Kühlluft Sensible heat of cooling air	97.2
Anmerkung: Klinkerproduktion ist 83.7 t/h; Wärmebilanz basiert auf Umgebungstemperatur Note: Clinker production is 83.7 t/h (metric); heat balance is based on ambient temperature		Fühlbare Wärme der Abgase Sensible heat of exit gases	158.8
		Fühlbare Wärme des Staubes Sensible heat of dust	3.2
		Wärmeverluste durch Strahlung und Konvektion Heat losses by radiation and convection:	
		Ofen Kiln	23.4
		Kühler Cooler	4.7
		SF-Wärmetauscher SF-Preheater	16.2
		Luftleitung vom Kühler Air duct from cooler	15.2
		Rest Balance	8.3
Summe Total	771.0	Summe Total	771.0

Zahlreiche Versuche sowie wärme- und strömungstechnische Messungen führten zur Formgebung der Calcinierkammer, die einen schnellen und intensiven Wärmeaustausch zwischen Gasen und Rohmehlteilchen ermöglicht bei gleichzeitiger Vermeidung von Anbackungen des Materials an den Wänden. Fig. 20.23. enthält Temperaturverteilungskurven von drei verschiedenen Querschnitten der Calcinierkammer. Die Zahlenangaben beziehen sich auf °C.

Numerous tests as well as heat and fluid dynamics measurements resulted in the shaping of the flash furnace, which renders a fast and intensive heat transfer from the gases to the raw mix particles, avoiding simultaneous coating of the material on the walls. Fig. 20.23. shows temperature distribution curves of three various cross-sections through the flash furnace; the figures refer to °Celsius.

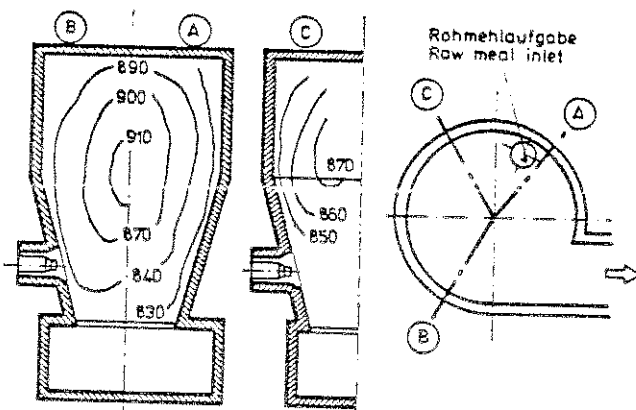


Fig. 20.23. Temperaturverteilung in der Schnellcalcinierkammer des SF-Wärmetauscherverfahrens

Fig. 20.23. Temperature distribution in Flash-Furnace Calciner of the SF preheater process

Die Ofenabgase werden vor Eintritt in die Calcinkammer mit der Mittenabluft des Klinkerkühlers gemischt und gekühlt; die Temperatur der Mittenabluft des Klinkerkühlers liegt für diesen Zweck zwischen 650 und 705 °C. Auf diese Weise kondensieren Gasbestandteile der Ofenabgase an den Rohmehlteilchen und werden dann in den Ofen zurückgeführt, wodurch Ansatzbildung an den Wänden der Calcinkammer vermieden wird.

Das oben erwähnte Gemisch von Klinkerkühler-Mittenabluft und Ofenabgas gelangt mit starker Wirbelströmung von der Wirbelkammer in die Reaktionskammer.

Fig. 20.24. illustriert einen neu entwickelten SF-Prozess. Der Schnellcalciniierer selbst besteht aus einer Wirbelkammer (unterer Teil) und aus einer Reaktionskammer (oberer Teil). Eine Entwicklung neuesten Datums besteht darin, einen Teil der Schnellcalciniieraufgabe in das unten befindliche Steigrohr abzuleiten, das sich gerade oberhalb des Ofenaufgabekopfes befindet. Komponenten der Ofenabgase kondensieren am abgeleiteten Rohmehl, wodurch der Ansatz auf den Wandungen des Steigrohres wesentlich herabgesetzt wird.

Fig. 20.24. zeigt ebenfalls den Strömungsverlauf in einem SF-Vorcalcinator. Der größte Teil des Gases strömt entlang der Wirbelkammerwand aufwärts in die Reaktionskammer, wobei es zusammen mit den suspendierten Rohmehlteilchen eine Drehbewegung ausführt. Während der Aufwärtsbewegung führt dieses Gemisch von Gas und Feststoffteilchen eine oder mehrere Umdrehungen aus, um schließlich durch die Gasaustrittsöffnung zu entweichen.

The kiln exit gases are mixed with the clinker cooler's center exit air and are thus cooled before entering the flash calciner; for this purpose the temperature of the center exit air from the clinker cooler is in the range of 650–705 °C. In this way components of the kiln exit gases condense on raw mix particles and are then returned into the kiln, thus avoiding coating on the walls of the flash calciner.

The above mentioned mixture of clinker cooler center exit air and kiln exit gas arrives with strong turbulent flow from the vortex chamber into the reaction compartment.

Fig. 20.24. is an illustration of a recently developed SF-process. The flash furnace itself consists of a vortex chamber (lower part) and a reaction chamber (upper part). A most recent development is to divert a portion of the flash furnace feed down into the riser duct just above the kiln feed hood. Components of the kiln exit gases condense on this diverted raw mix, thus minimizing the coating on the walls of the riser duct.

Fig. 20.24. shows also the flow pattern of the SF-precaciner. The major part of the gases from the vortex chamber flows up along the wall of the reaction chamber with a spinning movement together with the raw mix particles. This mixture of gases and particles completes many revolutions while rising upward to exit at the gas outlet duct.

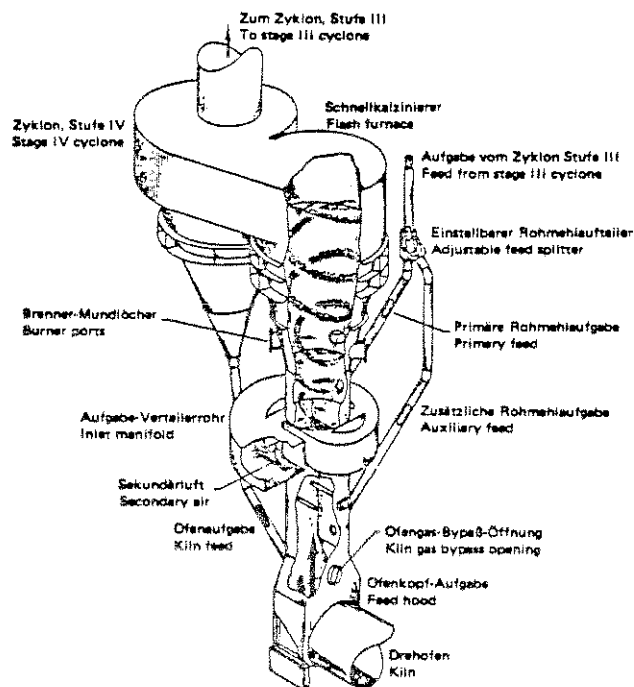


Fig. 20.24. Schnellcalciniierer, Stufe IV und Rohmehlaufgabe des „SF“ Vorcalciniersystems

Fig. 20.24. Flash furnace, stage IV, and feed hood of the „SF“ precalcining system

Die Wirbelbewegung verursacht einen Unterdruckbereich entlang der vertikalen Achse des Reaktors. Das Rohmehl und der Brennstoff werden in diesen Unterdruckbereich hineingezogen. Es erfolgt also eine Mischung und Dispersion der Rohmehl- und Brennstoffteilchen mit dem Gas. Die durch die Verbrennung entwickelte Wärme wird augenblicklich auf die Rohmehlteilchen übertragen, was eine 90%ige Calcinierung verursacht. Daher läßt sich im Vorcalcinator keine leuchtende Verbrennungsflamme feststellen, wie sie im Drehofen zu sehen ist. Tatsächlich werden hier etwa 90 % der Wärme durch Konvektion und nur etwa 10 % durch Strahlung übertragen.

Für einen SF-Wärmetauscher mit einer Leistung von 3500 t/24 h beträgt der Durchmesser der Calcinierringkammer 7,4 m; für eine SF-Anlage mit 4000 t/24 h Durchsatz beträgt der Kammer-Durchmesser 8,2 m. Die Höhe der Calcinierringkammer ist gleich der Zyklonhöhe der untersten WT-Stufe.

Die Fuller Company als Lizenznehmer der IHI, baut den SF-Wärmetauscher in verschiedenen Teilen der Welt. Der Ölkrise der 70er Jahre Rechnung tragend, hat die Fuller Company ein Kohlenstaubfeuerungs-system für den SF-Vorcalcinierer entwickelt [251, 251a].

SF-Vorcalcinator mit Kohlefeuerung

Gegenwärtig werden fast alle Anlagen gebaut, die für Kohlenstaubfeuerung, sowohl für den Drehofen als auch für den Vorcalcinator, eingerichtet sind.

Der Vorcalcinator wird mit Temperaturen im Bereich von 830–910 °C betrieben (siehe Fig. 20.20); um Anbackungen, die von geschmolzener Kohlenasche herrühren, zu vermeiden, kann jede entsprechende Kohlenart, deren Schmelzpunkt der Asche über 1100 °C liegt, verwendet werden. Die erforderlichen Eigenschaften, wie Heizwert, Aschegehalt, Flüchtigkeit und Feinheit, können dieselben sein wie für Drehofen-Kohlenstaubfeuerungen.

Zwecks Mahltrocknung und Transport der gemahlene Kohle werden der Walzenschüsselmühle Wärmetauscherabgase, deren Sauerstoffgehalt allgemein 5 % nicht überschreitet, zugeführt. Die Staubkohle wird in explosions-sicheren Behältern, deren Kapazität einer Kohlenfeuerungszeit von 15–30 Minuten entspricht, gelagert. Das Trägergas, dessen Sauerstoffgehalt laufend geprüft wird, wird in Staubfiltern gereinigt.

Entsprechend den Brennbedingungen wird die Staubkohle dem Drehofen und dem Vorcalcinator gesondert zugeteilt. Der Vorcalcinator ist mit mehreren Brennern ausgerüstet; deshalb wird eine Verteilervorrichtung angewandt, die das Gas-Kohlenstaubgemisch jedem einzelnen Brenner in gleicher Menge zuführt [251b].

Der SF-Vorcalcinator mit Beipaf

Der Prozeß selbst und die Notwendigkeit der Umleitung von Drehofenabgasen sind in Kapitel 20.6. dieses Buches beschrieben.

Because of the vortex action, a negative pressure region is developed along the axis of the chamber. The raw mix and fuel are introduced into this negative pressure region. Thus, mixing and dispersion of the raw mix and atomized fuel particles with gases takes place. As the fuel particles are burned, the developed heat is transferred immediately to the raw mix particles, thus producing a calcination of roughly 90 %. Therefore, a luminous flame of combustion gases as seen in the rotary kiln is not observed in the precalciner. In fact, about 90 % of the heat is transferred by forced convection, while only 10 % by radiation.

The flash furnace diameter of a 3500 t/24 h SF-preheater unit is 7.4 m; a 4000 t/24 h capacity unit shows a diameter of 8.2 m. The height of a flash furnace equals the cyclone height of the lowest preheater stage.

Fuller Company as a licensee of IHI, supplies SF-flash calciners to various parts of the world. Due to the fuel oil crisis of the 1970s, the Fuller Company developed a coal dust firing system for application to the SF-flash calciner [251, 251a].

SF-precalciner with coal firing

Almost all plants are now being constructed using coal dust firing for both the rotary kiln and the precalciner.

The flash furnace operates in a temperature range of 830–910 °C (see Fig. 20.20); to prevent build-up due to molten coal ash, any coal whose ash melting point is above 1100 °C, can be applied. The characteristics required — such as heating value, ash content, volatility, and fineness — are similar to those specified for coal-fired rotary kiln burning systems.

Preheater exit gases whose oxygen content is generally below 5 %, are supplied to a roller mill for drying-grinding and conveying of the pulverized coal. The coal is stored in explosion proof vessels, whose storage capacity is limited to the equivalent of 15–30 minutes of coal feed. The carrier gas is cleaned in a dust collector whose oxygen content is monitored continuously.

The coal is metered to the rotary kiln and flash furnace separately as required by their respective burning conditions. The flash furnace employs several burners; therefore, a splitter serves to divide the coal laden gas stream equally to each particular burner [251b].

The SF-precalciner with bypass

The process itself and the necessity of bypassing rotary kiln exit gases are described in chapter 20.6. of this book.

Die Anwendung einer Ofengas-Beipaaßanlage verursacht Wärmeverluste im Betrag von 4 kcal/kg Klinker je Prozent Beipaaß-Gasvolumen. In einem Vorcalcinator wird dieser Wärmeverlust wesentlich reduziert, vorausgesetzt, daß die heiße Verbrennungsluft vom Klinkerkühler zum Vorcalcinator über eine gesonderte Rohrleitung und nicht durch den Drehofen erfolgt. So wird z. B. im SF-Vorcalcinierungsprozeß dieser Wärmeverlust auf 2 kcal/kg Klinker je Prozent Beipaaß-Gasvolumen herabgesetzt. Wie aus Fig. 20.22. hervorgeht, werden 60 % des Gesamtbrennstoffes im Vorcalcinator und nur 40 % im Drehofen verbrannt. Die unerwünschten Komponenten verflüchtigen sich vorwiegend im Drehofen und nicht im Vorcalcinator; daher kann eine gegebene Menge dieser Komponenten über das Beipaaßventil mit Hilfe eines geringeren Volumens von Ofenabgasen entfernt werden. Weiter ist zu bemerken, daß in dem gleichen Maße, in dem das Volumen der Beipaaßgase ansteigt, der zusätzliche Brennstoff durch den hinter dem Beipaaßventil angeordneten Vorcalcinator eingeführt wird. Dieses Charakteristikum macht es möglich, das Vorcalcinierungssystem mit Beipaaßmengen bis zu 100 % zu betreiben [251c]. Über Vorcalcinatoren mit 100 % Beipaaß für alkaliarme Zemente siehe auch Kapitel 20.9.5.

20.9.2. Der MFC-Wärmetauscher

Der MFC (Abkürzung von Mitsubishi Fluidized Calciner) -Wärmetauscher besteht aus einem konventionellen Rohmehlvorwärmer (System Dopol, Polysius), der mit einem Fließbett-Calcinierer zusammenarbeitet. Dieser Wärmetauscher wurde von der Mitsubishi Mining and Cement Co., Ltd. und von der Mitsubishi Heavy Industries, Ltd., gemeinsam entwickelt [259b].

Bei diesem Prozeß findet die Entsäuerung des Rohmehles in einem gesondert beheizten Fließbettreaktor statt, der zwischen Zyklonwärmetauscher und Drehofen eingeschaltet ist; in Fig. 20.25. ist diese Anordnung schematisch dargestellt. Der MFC-Wärmetauscher wurde zuerst in der Higashidani Zementfabrik der Mitsubishi Mining and Cement Co. errichtet. Später wurden noch zwei weitere MFC-Wärmetauscher, und zwar in der Kurosaki Zementfabrik und im Kanda Zementwerk der Mitsubishi Mining and Cement Co., aufgestellt:

Zementwerk	Ofengröße	Leistung t/24 h
Kurosaki	4.6 × 93 m	2800
Kanda	5.4 × 95 m	5200

Folgende Angaben gelten für den MFC-Wärmetauscher der Higashidani Zementfabrik:

Drehofen

Abmessungen 4.3 m Ø × 65 m lang
Leistung 2200 t/24 h

Wärmetauscher: Dopol (Polysius)

Zyklon Nr. 1: 4.5 m Ø (2)

Wirbelschacht: 5.8 m Ø (1) siehe Fig. 20.13.

Zyklon Nr. 3: 4.5 m Ø (2)

Zyklon Nr. 4: 3.95 m Ø (2)

The utilization of a kiln bypass causes heat losses in the amount of about 4 kcal/kg clinker for each percent of bypass. This heat is reduced substantially in a precalcining system, provided that the precalciner receives its hot air via a separate duct from the clinker cooler rather than through the kiln. For example, in the SF-precalcining process, the heat loss is reduced to 2 kcal/kg clinker per percent of bypass volume. As shown in Fig. 20.22., 60 % of the total fuel is burned in the flash furnace, and only 40 % in the rotary kiln. The undesirable components are volatilized in the rotary kiln rather than in the precalciner; therefore, a given quantity of these components can be removed via the bypass with a reduced volume of kiln gas. Furthermore, as the quantity of bypassed kiln gas is increased, the additional fuel is introduced through the precalciner, which is located after the bypass port. This characteristic permits the precalciner system to operate at bypass levels up to 100 % [251c]. About precalciners with 100 % bypass for low alkali cement see also chapter 20.9.5.

20.9.2. The MFC-suspension preheater

The MFC (abbreviation from Mitsubishi Fluidized Calciner) suspension preheater consists of a regular raw mix suspension preheater (system Dopol, Polysius), working in conjunction with a fluid bed calciner. This suspension preheater was developed by the Mitsubishi Mining and Cement Co., Ltd., in cooperation with the Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. [259b].

With this process, the calcining of the raw mix is performed in a separately heated fluid bed reactor, which is located between the suspension preheater and the rotary kiln; Fig. 20.25. shows a schematic of this arrangement. The first MFC suspension preheater was erected in the Higashidani Cement Plant of the Mitsubishi Mining and Cement Company. Later two other MFC suspension preheaters were erected; in the Kurosaki Cement Plant, and in the Kanda Cement Plant of the Mitsubishi Mining and Cement Company:

Cement Plant	Kiln size	Capacity t/24 h
Kurosaki	4.6 × 93 m	2800
Kanda	5.4 × 95 m	5200

The following data are given for the MFC-suspension preheater of the Higashidani Cement Plant:

Rotary kiln

Dimensions 4.3 m × 65 m
Capacity 2200 t/24 h

Suspension preheater: Dopol (Polysius)

Cyclone No 1: 4.5 m diameter (2)

Turbulent shaft: 5.8 m diameter (see Fig. 20.13.)

Cyclone No 3: 4.5 m diameter (2)

Cyclone No 4: 3.95 m diameter (2)

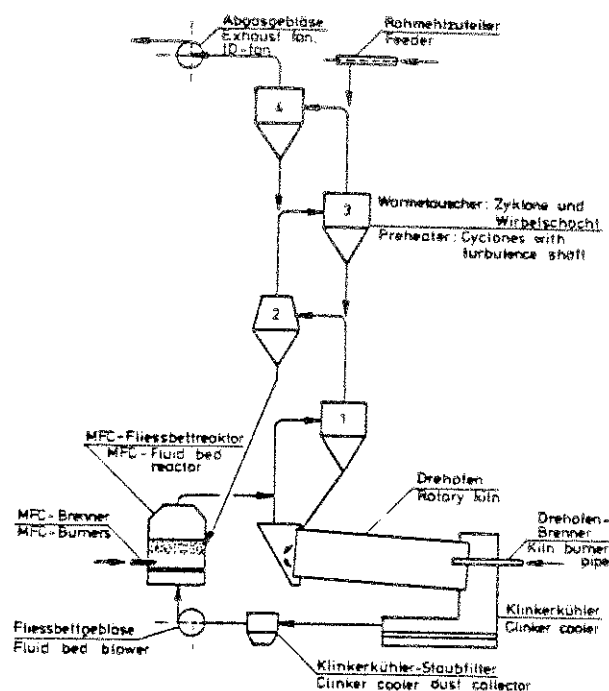


Fig. 20.25. MFC (Mitsubishi Fluidized Calciner) -Wärmetauscher mit Fließbettreaktor zur Entsäuerung des Rohmehles

Fig. 20.25. MFC (Mitsubishi Fluidized Calciner) preheater with fluid bed reactor for calcining of the raw mix

MFC-Fließbettreaktor: 4.0 m Ø x 4.5 m H
 Fließbett-Gebläse: 650 m³/min, 350 °C, 1800 mm WS
 Fließbett-Gebläsemotor, Leistungsbedarf: 180 kW
 Druckverlust durch MFC-Wärmetauscher: 1200 mm WS

Der Wärmeverbrauch des Gesamtsystems wird mit 781 kcal/kg Klinker angegeben; obwohl sich der Wärmeverbrauch von dem eines herkömmlichen Wärmetauschers nicht unterscheidet, ist Mitsubishi dabei, durch Verbesserung des Luftabzuges aus dem Klinkerkühler den spezifischen Wärmeverbrauch herabzusetzen.

Die Wärmebilanz des MFC-Wärmetauschers wird wie folgt angegeben:

Wärmeeinnahmen	kcal/kg Kli.
Fühlbare Wärme des Heizöles für Ofen	2.7
Fühlbare Wärme des Heizöles für MFC	0.8
Verbrennungswärme des Heizöles für Ofen	620.0
Verbrennungswärme des Heizöles für MFC	161.0
Wärme in Primärluft zum Ofen	0.5
Fühlbare Wärme des Rohmehles	17.8
Wärme in Kühlluft für Klinker	6.4
Summe der Wärmeeinnahmen	809.2
Wärmeausgaben	
Wärme in WT-Abgas	172.6
Wärme in WT-Abgasstaub	2.9
Theoretischer Wärmeverbrauch zum Klinkerbrennen	418.9
Latente Verdampfungswärme der Rohmehlfeuchtigkeit	3.9
Wärme im Klinker vom Kühler	17.3
Wärme in Klinkerkühlerabluft	151.6
Wärme in Klinkerkühlerstaub	0.6
Wärmeverluste (nicht bestimmt)	41.4
Summe der Wärmeausgaben	809.2

MFC-Fluid bed reactor: 4.0 m dia. x 4.5 m high
 Fluid bed blower: 650 m³/min, 350 °C, 1800 mm W.G.
 Fluid bed blower motor: 240 HP
 Pressure drop through MFC preheater: 1200 mm W.G.

The heat consumption of the total system is quoted to be 781 kcal/kg of clinker; although the heat consumption does not differ from that of a regular suspension preheater, Mitsubishi intends to improve the extraction of air from the clinker cooler with the goal to lower the specific heat consumption.

The heat balance of an MFC preheater is given as follows:

Heat input	kcal/kg Kli.
Sensible heat in fuel oil for kiln	2.7
Sensible heat in fuel oil for MFC	0.8
Combustion heat of fuel oil for kiln	620.0
Combustion heat of fuel oil for MFC	161.0
Heat in primary air for kiln	0.5
Sensible heat of raw mix	17.8
Heat in clinker cooling air	6.4
Total heat input	809.2
Heat output	
Heat in preheater vent gas	172.6
Heat in preheater waste dust	2.9
Theoretical heat requirement for clinker burning	418.9
Latent heat of evaporation of raw mix moisture	3.9
Heat in clinker from cooler	17.3
Heat in cooler vent air	151.6
Heat in waste dust from cooler	0.6
Heat losses (not determined)	41.4
Total heat output	809.2

20.9.3. Der RSP-Wärmetauscher

Der RSP-Wärmetauscher (Abkürzung von Reinforced Suspension Preheater) stellt eine Umformung der untersten Gasleitung des konventionellen Wärmetauschers dar; er besteht im wesentlichen aus einem Zweikammer-Calcinierer, d.i. aus dem mit einem Wirbelbrenner versehenen eigentlichen Heizschacht und dem dazu etwa parallel verlaufenden Calcinierschacht. Diese Anordnung ist in Fig. 20.26. schematisch dargestellt [259c].

Der RSP-Wärmetauscher ist eine gemeinsame Entwicklung der Onoda Cement Company, Ltd. und der Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Tokio.

Die Verbrennung von Heizöl im WT-Heizraum erfolgt mit heißer, sogenannter Mittenabluft, die dem Klinkerkühler entnommen wird. Das aus dem Zyklon der zweiten Stufe herabfallende Rohmehl verteilt sich gleichmäßig im Verbrennungsgas des Heizschachtes, fällt in diesem herab und wird, nachdem es mit den heißen Ofenabgasen zusammentrifft, in das aufsteigende Gasrohr, d. i. den Calcinierschacht und in den Zyklon der ersten Stufe gesaugt. Dies hat zur Folge, daß das im Schwebezustand befindliche Rohmehl zu 90–95 % entsäuert wird, bevor es in den Drehofen gelangt. Dadurch wird die Arbeit des Drehofens, wie auch bei den oben beschriebenen Verfahren (SF- und MFC-Wärmetauscher), auf den eigentlichen Sinterprozeß beschränkt, was dessen Leistung

20.9.3. The RSP-suspension preheater

The RSP-suspension preheater (abbreviation of Reinforced Suspension Preheater) portrays a modification of the lowest gas duct of a regular suspension preheater; it consists essentially of a two-compartment calciner, i.e. of the proper heating shaft supplied with a swirl burner, and of the calcining shaft, arranged about parallel to the heating shaft. This arrangement is schematically shown in Fig. 20.26. [259c].

The RSP-suspension preheater is a joint development of the Onoda Cement Company, Ltd., and of Kawasaki Heavy Industries, Ltd. Tokyo.

Combustion in the heating shaft is maintained with the hot, so-called center exit air of the clinker cooler. The raw mix coming down from the second stage of the preheater distributes itself evenly in the combustion gas of the heating shaft, into which it drops down; after meeting the hot kiln exit gases, the raw mix is lifted in the ascending gas duct, called calcining shaft, from where it enters the cyclone of the first stage. The suspended raw mix is then calcined at a rate of 90–95 % before entering the rotary kiln. Thus the activity of the rotary kiln is, as in the above described processes (SF- and MFC-suspension preheaters), limited to the actual sintering process; this increases the capacity of the rotary kiln considerably. Onoda-Kawasaki claim that the kiln's sintering or

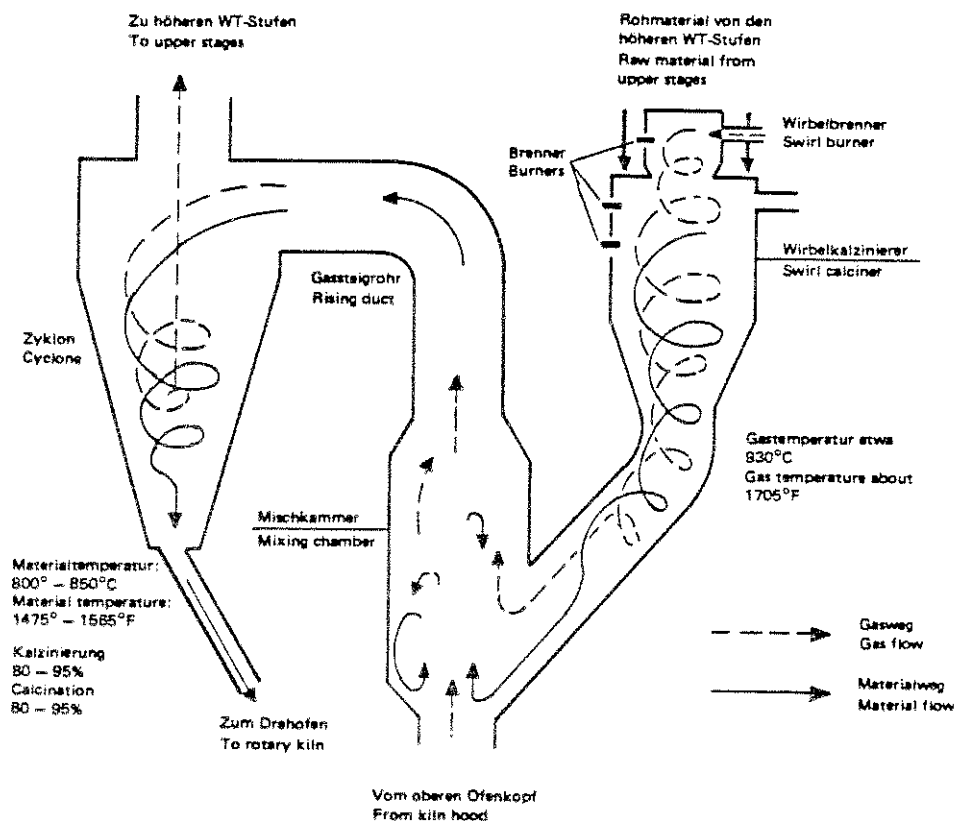


Fig. 20.26. Schematische Darstellung des sogenannten verstärkten Schwebegas-Wärmetauschers (RSP-Wärmetauscher)

Fig. 20.26. Diagram of the so-called Reinforced Suspension Preheater (RSP-preheater)

wesentlich erhöht. Onoda-Kawasaki behauptet, daß die Sinterkapazität bzw. die Leistung des Drehofens das 2,5- bis 3fache eines konventionellen WT-Drehofens beträgt, so daß kleinere Drehöfen große Leistungen hervorbringen. Drehofendurchmesser von 5–5,5 m werden für Leistungen von 6–8000 t/24 h als hinreichend angesehen.

Die Gasaustrittstemperatur aus dem Calciniierer beträgt 950 °C und die Eintrittstemperatur des Rohmehles in den Drehofen beträgt 820–840 °C; diese Temperatur ist nur unwesentlich höher als bei konventionellen WT-Öfen, trotzdem ist das Rohmehl beim RSP-Prozeß zu etwa 90–95 % entsäuert.

Von der gesamten, dem RSP-Wärmetauscher zugeführten Wärme, entfallen auf den Drehofen etwa 30–45 % und auf den Wirbelbrenner des Wärmetauschers 55–77 %. Da dem Drehofen weniger Brennstoff zugeführt wird, verbraucht dieser entsprechend weniger Sekundärluft, so daß genügend heiße Luft aus dem Klinkerkühler für den Wirbelbrenner zur Verfügung steht.

Der spezifische Wärmeverbrauch einer RSP-Einheit mit einer Leistung von 3000 t/24 h wird mit 760 kcal/kg Klinker angegeben.

In Amerika wird der RSP-Wärmetauscher von der Firma Allis-Chalmers als Lizenznehmer der Onoda Cement Co., Ltd., Japan, gebaut.

throughput capacity is 2.5 to 3 times higher than that of a regular preheater rotary kiln; thus smaller rotary kilns show higher capacities. It is said that capacities of 6–8000 t/24 h can be attained with kilns having diameters in the range of 5–5.5 m.

The gas exit temperature from the calciner shaft is 950 °C and the raw mix temperature at the kiln entrance is 820–840 °C; this temperature is only slightly higher than that in regular suspension preheater kilns; nevertheless the degree of calcination with the RSP-process is in the range of 90–95 %.

The rotary kiln is supplied with about 30–45 %, and the swirl burner of the calciner with 55–70 % of the total heat assigned to the RSP-preheater. Since the rotary kiln is supplied with less heat, it requires a correspondingly lower amount of secondary air; thus a sufficient quantity of hot air from the clinker cooler can be supplied to the swirl burner.

The specific heat consumption of an RSP-unit with a capacity of 3000 t/24 h is reported to be 760 kcal/kg.

In America, the Allis-Chalmers Company manufactures the RSP-preheater under a license agreement with Onoda Cement Co., Ltd., Japan.

20.9.4. Das Polysius-Vorcalcinierverfahren

Polysius strebte bei der Entwicklung eines Vorcalcinierverfahrens eine Vereinfachung des Prinzips an, wobei das Verfahren unabhängig von der Wahl des Kühlers den gleichen Effekt bringen sollte. Die Zusammenarbeit mit der Firma Rohrbach, Dotternhausen, führte zu einer Lösung dieser Aufgabenstellung.

20.9.4. The Polysius precalcining process

When developing its own precalcining method, the Polysius Company tried to simplify the process, i.e. to achieve the same precalcining effect, no matter what kind of cooler would be applied. This problem was solved in cooperation with the Rohrbach Company in Dotternhausen, Germany.

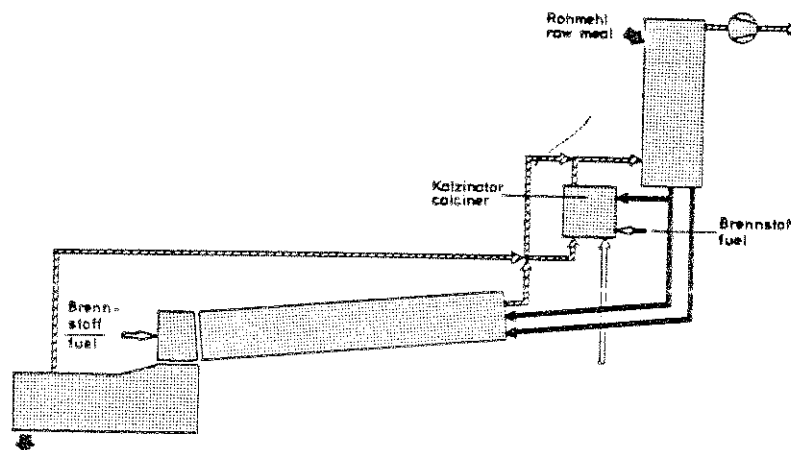


Fig. 20.27. Vorcalcinierverfahren mit separater Luftleitung vom Kühler zum Calcinator

Fig. 20.27. Precalciner with separate air-duct from cooler to calciner

Der Grundgedanke des Verfahrens besteht darin, die Verbrennung des im Vorwärmer für die weitgehende Calciniierung des Rohmehls benötigten Brennstoffes in einer Verbindungsleitung zwischen Drehofen und Vorwärmer vorzunehmen und die erforderliche Verbrennungsluft gemeinsam mit den Verbrennungsgasen durch das Drehrohr zu ziehen. Ein derartiges Verfahren bringt den Entfall zusätzlicher Lufttransportleitungen mit allen Problemen der Regelung und gestattet die Verwendung aller Kühlersysteme für den Prozeß, wie z. B. auch des Planetenkühlers.

Fig. 20.27. zeigt das Schema, bei welchem in bisheriger Weise Kühler-Warmluft über eine besondere Rohrleitung zum Calcinator geführt wird.

Fig. 20.28. zeigt das Krupp Polysius-Schema, bei dem die Verbrennungsluft für den Calcinator durch den Drehofen gezogen wird. Die Ofenabgase treten durch eine Gasleitung in einen Abscheidezyklon und danach in einen vierstufigen Zyklonvorwärmer.

Fig. 20.29. zeigt die untere Stufe eines Dopol-Wärmetauschers mit Calciniereinrichtung. Das Rohmehl aus dem Dopol-Wirbelschacht wird in einer Steigleitung mittels Brennstoffzugabe über mehrere Brenner weitgehend entsäuert und nach Ausscheidung in der unteren Zyklonstufe in den Ofeneinlauf geleitet. Die Länge der Calciniierungsleitung ist so gewählt, daß mit Sicherheit der gesamte Brennstoff bis zum Eintritt in die untere Zyklonstufe verbrannt ist. Bei verkleinertem Drehofen wird der Kühler unverändert groß dimensioniert.

Für 90–95%ige Vorcalciniierung ergibt sich eine Luftüberschußzahl von etwa 2,05 und eine Flammentemperatur im Drehofen von etwa 1800 °C statt 2200 °C bei Fahrweise ohne Vorcalciniierung. Die Wärmeübertragung im Drehofen hat sich dabei als problemlos erwiesen. Das Drehofenabgas hat bei Eintritt in die Calciniierungsleitung einen O₂-Gehalt von ca. 12 %.

Bezüglich der Gasgeschwindigkeit im Drehrohr führt Polysius folgenden Vergleich an. So ergibt sich z. B. für einen Ofen mit den Abmessungen 4,2 × 66 m bei Vorcalciniierung nur eine um 12 % höhere Gasgeschwindigkeit als in einem Ofen gleicher Leistung

The basic idea of this method was to place the combustion of fuel necessary for precalcining of the raw mix in a connecting duct between the rotary kiln and the preheater, and to draw the required combustion air through the rotary kiln, together with the combustion gases. Polysius claims that the advantage of this method is the elimination of all additional air conveying ducts with all the control problems involved, this process also allows the application of all cooler systems, even such coolers as e.g. planetary coolers.

Fig. 20.27. shows schematically the conventional method of conveying the clinker cooler hot exit air through a separate duct to the precalciner.

Fig. 20.28 shows the Krupp Polysius arrangement, where the combustion air for the calciner is drawn through the rotary kiln. After passing a dust collection cyclone, the kiln exit gases enter a 4-stage cyclone suspension preheater.

Fig. 20.29. shows the lower stage of a Dopol preheater with precalciner arrangement. From the Dopol-turbulence shaft, the raw mix passes an ascending duct where the heat from the fuel supplied through several burners causes extensive calcining. After separation in the lowest cyclone stage, the raw mix enters the kiln feed hood. The length of the calcining duct is designed to guarantee complete combustion of the fuel down to the entrance of the lowest cyclone stage. With a size reduced rotary kiln, the size of the cooler for the clinker capacity remains unchanged.

For a precalcining rate of 90–95 %, the corresponding excess air figure is 2,05, with a flame temperature in the rotary kiln of about 1800 °C, in contrast to 2200 °C when running without precalcining. Even under these conditions the heat transfer in the rotary kiln is no problem. The rotary kiln exit gases show an oxygen content of 12 %, before entering the calcining duct.

As to the gas velocity in the rotary kiln, Krupp Polysius presents the following comparison: In a rotary kiln of the size 4,2 × 66 m, working in conjunction with a precalciner, the gas velocity is approximately only 12 % higher than in a kiln with the same capa-

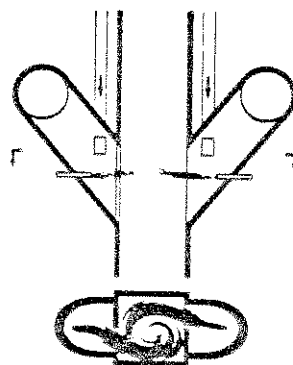


Fig. 20.27.a. Krupp Polysius-Vorcalciniierer PREPOL AS-LC

Fig. 20.27.a. Krupp Polysius-Precalciner PREPOL AS-LC

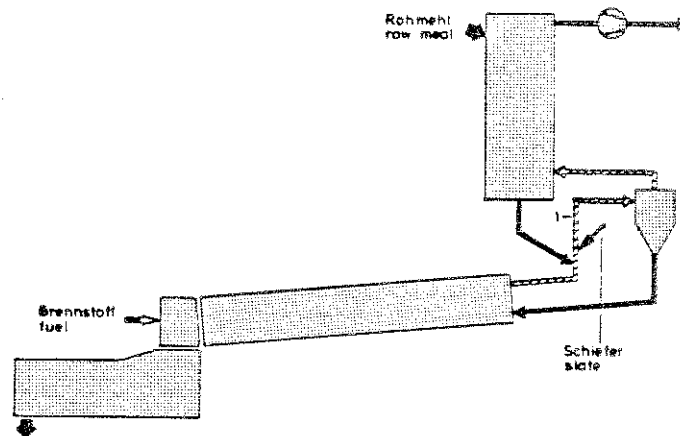


Fig. 20.28. Schema des Polysius-Rohrbach-Verfahrens

Fig. 20.28. Schematic flow chart of the Polysius-Rohrbach precalcining process

aber ohne Vorcalcinierung, der dann die Abmessungen 5.0×82 m hätte. Weiter wird gesagt, daß durch entsprechende Gestaltung des Ofeneinlaufes und des Ofenauslaufgehäuses es durchaus möglich ist, einen Ofen mit Vorcalcinierung, trotz der höheren spezifischen Belastung und trotz des verringerten Durchmessers mit praktisch derselben Gasgeschwindigkeit am Ofeneinlauf zu betreiben wie den entsprechend größeren Ofen ohne Vorcalcinierung.

Das beschriebene Polysius-Vorcalcinierverfahren ist bei gemeinsamer Führung von Ofenabgas und Verbrennungsluft durch das Drehrohr unter Verwendung jeden Kühlertyps längere Zeit erprobt. Unter Berücksichtigung des Wärme- und kWh-Aufwandes, der Investitionskosten und der spezifischen Preise für Ausmauerungen großer Ofen ergibt die Wirtschaftlichkeitsrechnung erst ab 2500–3000 t/24 h Ofenleistung eine Betriebskosteneinsparung, die bei sehr großen Ofenleistungen proportional ansteigt [259d, 259e].

Diese Einrichtung mit separater Heißluftleitung vom Kühler zum Vorcalcinator wird von Krupp Polysius mit AS (Air Separate) bezeichnet. Geht die gesamte Verbrennungsluft durch den Drehofen, dann wird eine solche Anlage mit AT (Air Through) bezeichnet. Die Vorcalcinierer werden mit „Prepol“ bezeichnet. Prepol-Calcinatoren können als Prepol AT (Fig. 20.29.) und als Prepol AS (Fig. 20.27.) gebaut werden.

Im Gegensatz zum PREPOL®-AS-Verfahren wird beim PREPOL®-AS-LC-Verfahren (Fig. 20.27.a.) die Tertiärluft am Eintritt in den Calcinator auf eine hohe Geschwindigkeit beschleunigt. Die beiden Tertiärluftströme treten seitlich gegeneinander versetzt in den Calcinatorschacht ein. So läßt sich — bei minimalem Druckverlust — die Mischung von Brennstoffpartikeln und Verbrennungsluft optimal steuern. Die Verbrennungsgeschwindigkeit wird erhöht und ein vollständiger Ausbrand sichergestellt.

city but working without precalciner; in this case however, the kiln's size would be 5.0×82 m. It is further stated that by appropriate shaping of the kiln's inlet and burning hood, it could be easily possible to run a precalciner kiln with practically the same gas velocity at the kiln's inlet, as a correspondingly larger kiln working without a precalciner system, despite the higher specific throughput and the reduced diameter of the precalciner kiln.

The described Polysius-precalciner method is characterized by a combined passage of combustion gases and air through the rotary kiln's cylinder and is capable of working in conjunction with any kind of clinker cooler; this system serves for a longer period of time in industrial operations. Taking into account the heat and the kWh consumption, the investment costs, and the specific prices for refractory lining of large rotary kilns, an economy calculation shows that kiln capacities resulting in savings of operating costs start at the 2500–3000 metric t/24 h level. At very high kiln capacities, savings are said to be considerable [259d, 259e].

An arrangement with a separate hot air duct from the cooler to the precalciner is designated by Krupp Polysius as AS (Air Separate), with an arrangement where the total combustion air passes the rotary kiln is called AT (Air Through). Precalciners are designated by Polysius as „Prepol“. Prepol precalciners can be constructed as Prepol AT (Fig. 20.29.) and as Prepol AS (Fig. 20.27.).

In contrast to the PREPOL® AS process, in the PREPOL® AS-LC arrangement (Fig. 20.27.a.) the tertiary air is accelerated to a high velocity at the calciner inlet. The two tertiary air streams enter the calciner shaft offset from each other sideways. Thus, one can optimally control the mixture of fuel particles and combustion air at minimal pressure drop. The combustion velocity is accelerated and complete combustion assured.

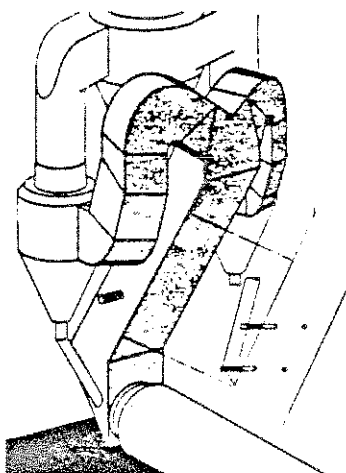


Fig. 20.29. Dopol-Wärmetauscher mit Vorcalciniere Prepol AT

Fig. 20.29. Dopol preheater with precalciner Prepol AT

Der Brennstoff kann wahlweise vor, gleichzeitig oder nach dem Mehl in den Calcinator eingebracht werden. In Abhängigkeit von Brennstoff- und Mehleigenschaften wird so die richtige Prozeßtemperatur eingestellt.

Das PREPOL®-AS-LC-Verfahren ermöglicht nach Angaben von Krupp Polysius den wirtschaftlichen Einsatz aschereicher und kalorienarmer Brennstoffe und Brennstoffgemische.

Welche Art von Vorcalcinator, d. i. Prepol AT, AS oder Prepol AS-LC (Low Grade Combustibles) in einem bestimmten Fall gewählt werden soll, hängt von einer Durchführbarkeitsberechnung ab [259m]. Ein Vorcalcinator Modell Prepol AS ist in Fig. 20.29.a. dargestellt.

20.9.5. F. L. Smidth-Vorcalcinierverfahren

Die Firma F. L. Smidth hat für verschiedene Anwendungsbereiche und Rohstoffverhältnisse unterschiedliche Vorcalcinierverfahren entwickelt, die nachstehend beschrieben sind.

FLS-Vorcalciniierung mit separaten Rohmehlvorwärmersträngen

Bei diesem Vorcalciniierungssystem mit separatem Vorcalcinator (der nachstehend beschrieben ist) wird die heiße Verbrennungsluft dem Vorcalcinator aus dem Rost-Klinkerkühler mit einer getrennten Luftleitung zugeführt. Bei großen Produktionseinheiten, bei denen der Vorwärmer als Zwillingsystem ausgebildet ist, werden die Abgase aus dem Vorcalcinator und die Abgase aus dem Drehofen in je einen Rohmehl-Vorwärmerstrang geleitet. Nach Angaben des Herstellers weist dieses System folgende Vorteile auf:

- Die Ofendimensionen können — wie bei allen anderen Vorcalcinatoren — erheblich reduziert werden.

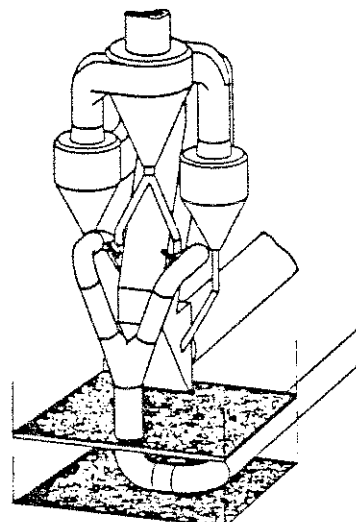


Fig. 20.29.a. Vorcalcinator Modell Prepol AS

Fig. 20.29.a. Precalciner model Prepol AS

The fuel can be fed before, simultaneously to or after the raw meal in the calciner as desired. Depending upon the fuel and raw meal characteristics the correct processing temperature can thus be established.

Thus, according to Krupp Polysius, the PREPOL® AS-LC process permits the cost effective use of high ash and low calorie fuels and fuel mixes.

Which kind of precalciner, i. e. a Prepol AT, AS or a Prepol AS-LC (Low Grade Combustibles) should be applied in a particular case, depends on a feasibility study [259m]. A precalciner model Prepol AS is shown in Fig. 20.29.a.

20.9.5. F. L. Smidth precalciner processes

The F. L. Smidth Co. developed for different ranges of application, and various raw material conditions, several precalciner systems, which are described below.

FLS-Precalcining with separate raw mix preheater lines

This precalcining system is characterized by a special air duct which conveys hot combustion air from the grate clinker cooler to a separate precalciner, which is described below. In large production units with raw mix suspension preheaters designed as a twin system, the exit gases from the precalciner, and the exit gases from the rotary kiln are each led into one separate preheater line. According to the manufacturer, this system shows the following advantages:

- As at all other precalciners, the kiln dimensions can be considerably reduced.

- Dem Vorcalcinator kann Verbrennungsluft aus dem Klinkerkühler mit einer Temperatur von etwa 900 °C zugeführt werden, da die Regelungsorgane für den Gasstrom hinter dem Vorwärmer angeordnet sind und die Zuteilung der Verbrennungsluft daher voll kontrolliert werden kann.
 - Die Prozeßsteuerung kann so gestaltet werden, daß eine annehmbare Sicherheitsspanne gegen Überhitzung erreicht wird, selbst bei einem Vorcalcinierungsgrad von 90–95 %.
 - Das Anfahren des Ofens und des dazugehörigen Zyklonwärmetauschers erfolgt auf herkömmliche Weise. Wenn diese zwei Einheiten normalen Betrieb erreicht haben, wird der Vorcalcinator mit der zugeordneten Zyklonwärmetauscherlinie eingeschaltet.
 - Der hohe Vorcalcinierungsgrad und die gleichmäßige Ofenaufgabe sichern einen stabilen Ofenbetrieb ohne Materialstöße.
- Die Anlage kann leicht mit einen Beipß versehen werden, der mit mäßigem Wärmeverlust die Entfernung von Chlor, Alkalien und Schwefel ermöglicht.

- The precalciner can be supplied with combustion air from the clinker cooler at a temperature of approximately 900 °C, since the control devices are located in the gas stream behind the preheater; this arrangement guarantees full control of the combustion air.
- The process control allows for a suitable margin of safety against overheating, even at a precalcining degree of 90–95 %.
- Start-up operation of the kiln and the appertaining cyclone preheater line is carried out in the usual way. After these two units are in regular operation, the precalciner and its cyclone preheater line are switched into operation.
- The high degree of precalcination and the regular feeding of the kiln ensure stable kiln operation without kiln upset conditions.
- For removal of chlorine, alkalies, and sulfur, a bypass can be easily attached to the system causing only moderate heat losses.

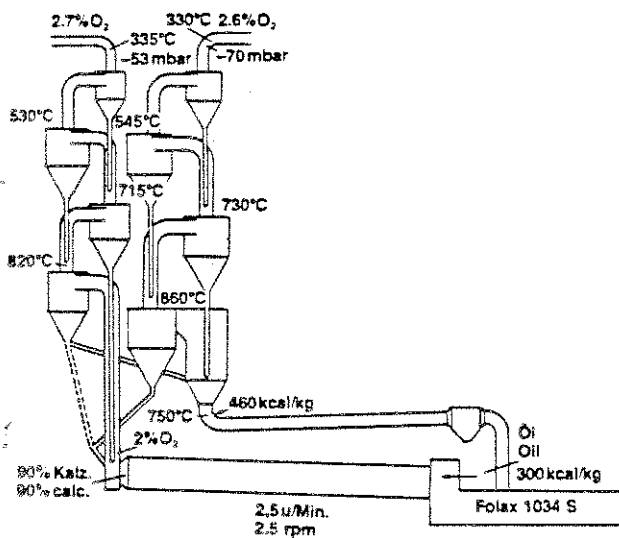


Fig. 20.30. FLS-Vorcalciniersystem mit 2 separaten Rohmehl-Vorwärmerlinien

Fig. 20.30. FLS-Precalciner system with 2 separate raw mix preheater lines

Fig. 20.30. zeigt ein Vorcalciniersystem für einen Drehofen mit Zyklon-Rohmehlvorwärmer in Zwillingsausführung. Dieses System ist auch für große Installationen mit drei oder vier Zyklon-Wärmetauscherlinien verwendbar. Diese Ofensysteme sind für Leistungen bis zu 10,000 t/24 h dimensioniert.

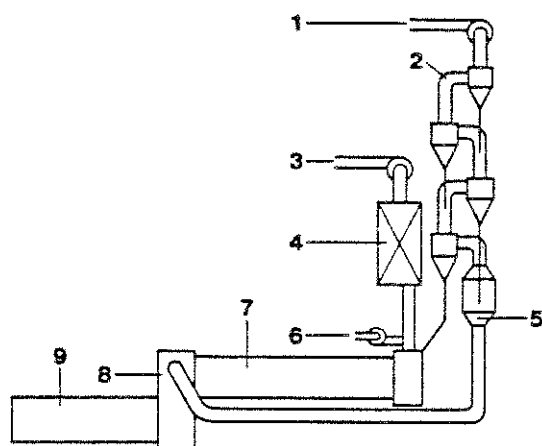
FLS-Vorcalciniersystem für alkaliarmen Zement

Wird ein extrem niedriger Alkaligehalt des Klinkers verlangt, so ist ein System, wie in Fig. 20.31. dargestellt, von FLS empfohlen. Die Vorcalcinierung geht in einer vom Drehofen unabhängigen Linie eines Vorcalcinators und vierstufigen Wärmetauschers vor sich. Die Ofenabgase werden nicht im Zyklonwärmetauscher ausgenutzt, sondern werden gekühlt und in einem getrennten Filter entstaubt. Bei diesem Ofensystem mit separat beheiztem Vorcalcinator beträgt

The system shown in Fig. 20.30. consists of a rotary kiln with a twin cyclone suspension preheater. This arrangement is also suitable for large installations working in conjunction with three or four suspension preheater lines, designed for a throughput capacity of up to 10,000 metric t/24 h.

FLS-Precalcining system for low alkali cement

If an extremely low alkali clinker is required, the system shown in Fig. 20.31. is recommended by FLS. In this case the precalcining process is performed in one line consisting of the precalciner and the 4-stage preheater; this line works completely independent on the exit gases of the rotary kiln. The kiln exit gases, which are not utilized in the preheater, are cooled and cleaned in a separate dust collector. This kiln system with a separately heated precalciner, shows a



- 1 Abgas vom Vorcalcinator = Exit gas from precalciner
- 2 Rohmehlbesckickung = Raw mix feed
- 3 Abgas vom Ofen = Exit gas from rotary kiln
- 4 Entstaubung = Dust collector
- 5 Brennstoff zum Vorcalcinator = Fuel to precalciner
- 6 Kühlluft = Cooling air
- 7 Drehofen = Rotary kiln
- 8 Ofenbrenner = Kiln burner
- 9 Klinkerkühler = Clinker cooler

Fig. 20.31. FLS-Vorcalciniersystem für alkaliarmen Zement mit 100 % Beipäß

Fig. 20.31. FLS-Precalciner for low alkali cement with 100 % bypass

das Volumen der Ofenabgase nur etwa $\frac{1}{3}$ desjenigen eines direkt beheizten Ofens; die Ofenabgase enthalten sämtliche in der Sinterzone verdampften flüchtigen Komponenten (100 % Beipäßsystem). Bei diesem System muß die Güte des Klinkers durch einen höheren Wärmeverbrauch erkauft werden.

Tabelle 20.7. enthält FLS-Standard-Baugrößen von Vorcalciniersystemen für alkaliarmen Zement.

kiln exit gas volume which is only $\frac{1}{3}$ of that of a directly heated kiln; in this case the kiln exit gases contain all components vaporized in the burning zone (100 % bypass system). This system requires a higher heat consumption due to the low alkali content of the clinker.

Table 20.7. contains FLS standard construction sizes of precalcining systems for low-alkali cement.

Tabelle 20.7.

Table 20.7.

Nennproduktion Nominal output	t/24h t/24h	1900	2200	2800	3200	3800	4500	5200	6300	7200	8300	9400
Anzahl Zykclone Number of cyclones												
Oberste Stufe Top stage		2	2	4	4	4	4	4	4	4	4	4
2. Stufe 2nd stage		1	1	2	2	2	2	2	2	2	2	2
3. Stufe 3rd stage		1	1	2	2	2	2	2	2	2	2	2
4. Stufe 4th stage		1	1	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Anzahl Stränge Number of strings		1	1	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Zyklondurchmesser Diameter of cyclones												
Oberste Stufe Top stage	mm	4350	4750	3950	4150	4350	4750	5000	5250	5500	6000	6600
Stufen 2-3-4 Stages 2-3-4	mm	6600	6900	6000	6300	6600	6900	7200	7600	8000	8400	8800
Ofenrohr Kiln tube												
Innendurchmesser Inner diam.	mm	3950	4150	4350	4550	4750	5000	5250	5500	5750	6000	6300
Wirksame Länge Effective length	m	56	58	66	68	75	80	83	89	92	96	98
Folax-Klinkerkühler Folax clinker cooler	Typ Type	720	820	924	928	1030	1034	1040	1240	1244	1250	1350

Fig. 20.32. zeigt Fließbild-Diagramme, welche die Zirkulation von flüchtigen Bestandteilen im Ofensystem darstellen. Die linke Seite des Bildes enthält Kreislaufdiagramme für einen Ofen mit konventionellem

Fig. 20.32. contains flow-chart diagrams showing the recirculation of the volatile components in the kiln system. The left side of the picture contains circulating diagrams of a kiln working in conjunction with a

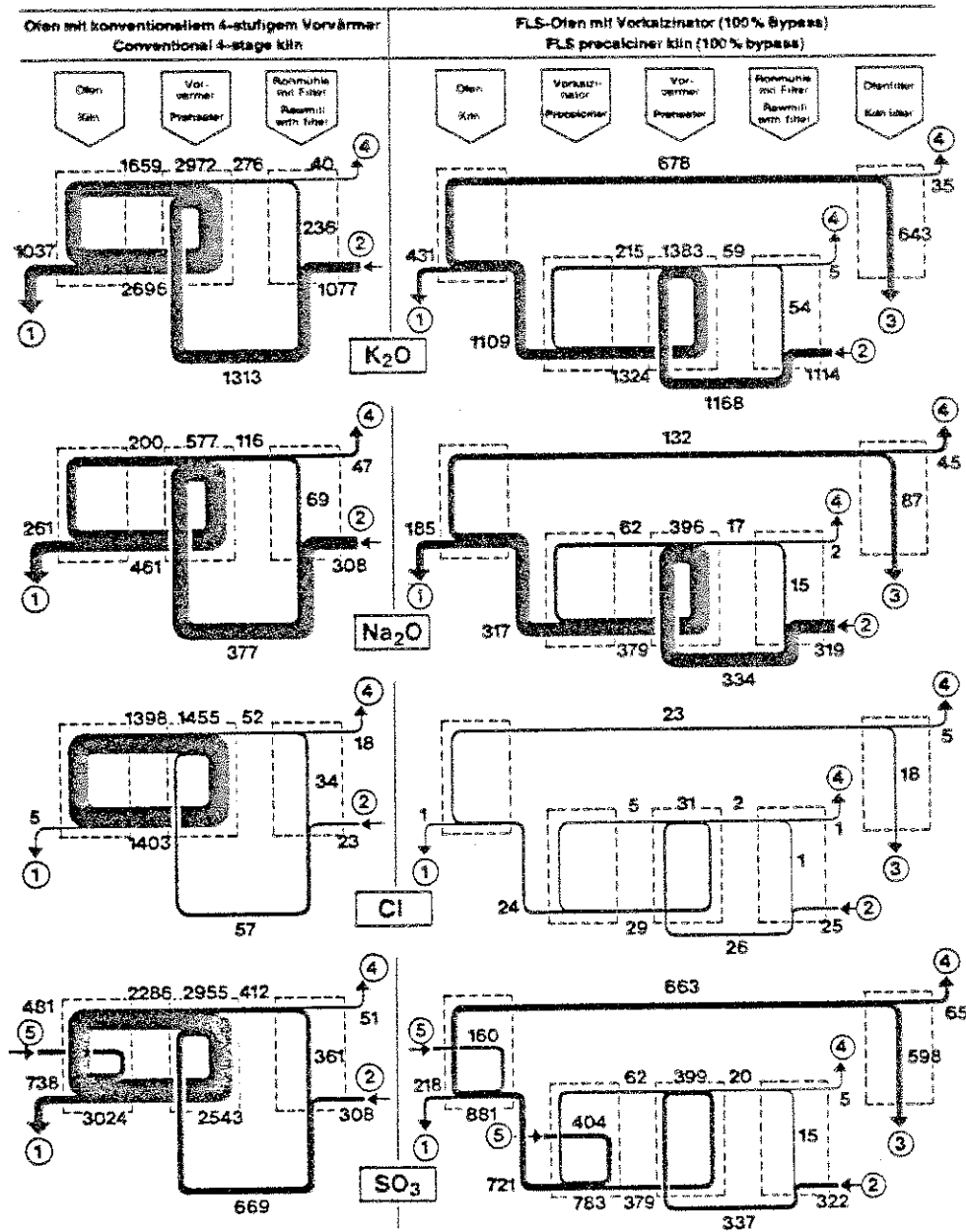


Fig. 20.32. Ofen-WT-Kreislaufdiagramme von flüchtigen Bestandteilen

Fig. 20.32. Kiln-preheater recirculation diagrams of volatile components

4-stufigen Vorwärmer, während die rechte Seite des Bildes Kreislaufdiagramme für ein FLS-Voralcaliniersystem mit 100 % Bypass darstellt, wie es in diesem Abschnitt beschrieben ist (siehe auch Abschnitt 20.6.2. dieses Buches). Als Grundlage für diese Kreislaufdiagramme gelten folgende Gehalte an flüchtigen Komponenten:

conventional 4-stage preheater; on the other hand, the right side of the picture shows circulating diagrams of an FLS-precalcining system with 100 % bypass, as described in this section (see also section 20.6.2. of this book). As a basis for this circulating diagrams, the volatile components are represented by the following contents:

Rohmehl	0.70 % K_2O	raw mix
	0.20 % Na_2O	
	0.015 % Cl	
	0.20 % SO_3	
Heizöl	2.50 % S	in fuel oil

Das Rohmehl hat eine durchschnittliche Brennbarkeit mit normalem Wärmeverbrauch; ebenso normal sind die Staubzirkulation und die Flüchtigkeitsfaktoren (siehe Abschnitt 20.6.3.).

Die in den Diagrammen enthaltenen Zahlen bedeuten Gramm je 100 kg Klinker, woraus sich der Prozentanteil leicht errechnen läßt. Die Messungen (Ein- und Ausgang der flüchtigen Komponenten) beziehen sich auf folgende Prozeßstellen:

Klinker	1	Clinker
Aufgabe	2	Feed
Staubauswurf	3	Rejects
Schornstein	4	Stack
Heizöl	5	Fuel oil

Ein Vergleich der beiden Systeme zeigt, daß der Klinker aus dem Ofensystem mit 100 % Beipass einen wesentlich niedrigeren Gehalt an Alkalien, Chlor und SO_3 aufweist, als Klinker aus einem konventionellen Wärmetauscherofen.

Fig. 20.33. stellt ein Kreislaufdiagramm für ein Naß-Trockenverfahren dar; bei diesem Verfahren wird Rohschlamm in einer Filterpresse vorentwässert, in einem Trockner getrocknet und dann dem Wärmetauscher mit Vorcalcinator zugeführt. Dieses von F. L. Smidth entwickelte Verfahren wird als „Dania“-Verfahren bezeichnet. Aus diesem Diagramm ist zu entnehmen, daß der „Dania“-Ofen im Vergleich zum konventionellen Wärmetauscherofen, den Alkaligehalt im Klinker stark reduziert; dies geht aus Tabelle 20.8 hervor.

Im „Dania“-System ist der Gehalt an flüchtigen Bestandteilen vom WT in den Ofen bedeutend geringer als im konventionellen WT-System. Der Schwefelgehalt erhöhte sich um den Anteil, der mit dem Brennstoff in das System eingeführt wurde. Weiter ist zu bemerken, daß der „Dania“-Ofen einen etwas höheren spezifischen Wärmeverbrauch hat als der konventionelle WT-Ofen, da die WT-Abgase in diesem Fall nicht voll ausgenutzt sind.

The raw mix has an average burnability with a normal heat consumption; also the dust circulation and the volatility factors are normal (see section 20.6.3.).

The figures in the diagrams are grams per 100 kg clinker, which makes it simple to calculate the percentage of the components. The measurements (in- and output of the volatile components) refer to the following process locations:

A comparison of both systems shows that clinker from a kiln-preheater system with 100 % bypass is considerably lower in alkalies, chlorine and SO_3 , than clinker from a conventional preheater system.

Fig. 20.33. shows a circulating diagram for a wet-dry process; this process uses raw slurry which is partially dewatered in a filter press, then dried in a dryer, and finally fed into the preheater, furnished with a precalciner. This process which was developed by the F. L. Smidth Co., is known as the „Dania“-process. The diagram shows that compared to a conventional preheater, the alkali content in the clinker from the „Dania“-kiln is very low; this can be seen from table 20.8.

In the „Dania“-system, the content of the volatile components from the preheater into the kiln is considerably lower than in a conventional preheater system. The sulfur content increased by the part which was introduced into the system with the fuel. Further, it should be noted that the specific heat consumption of the „Dania“-kiln is somewhat higher than that of conventional preheater kiln, since in this case the preheater exit gases were not fully utilized.

Tabelle 20.8.

Table 20.8.

Vergleich von Klinker-Alkaligehalt eines konventionellen WT-Ofens mit Klinker aus dem „Dania“-Ofen Comparison of alkali content in clinker from a conventional preheater kiln with that of clinker from a „Dania“-kiln		
Bestandteil Component	Angenäherter Restgehalt im Klinker (in % des Eintrages) Approximate residual content in clinker (as % of the input)	
	Konventioneller 4-stufiger WT-Ofen Conventional 4-stage preheater kiln	„Dania“-Ofen „Dania“-kiln
K_2O	95	40
Na_2O	85	60

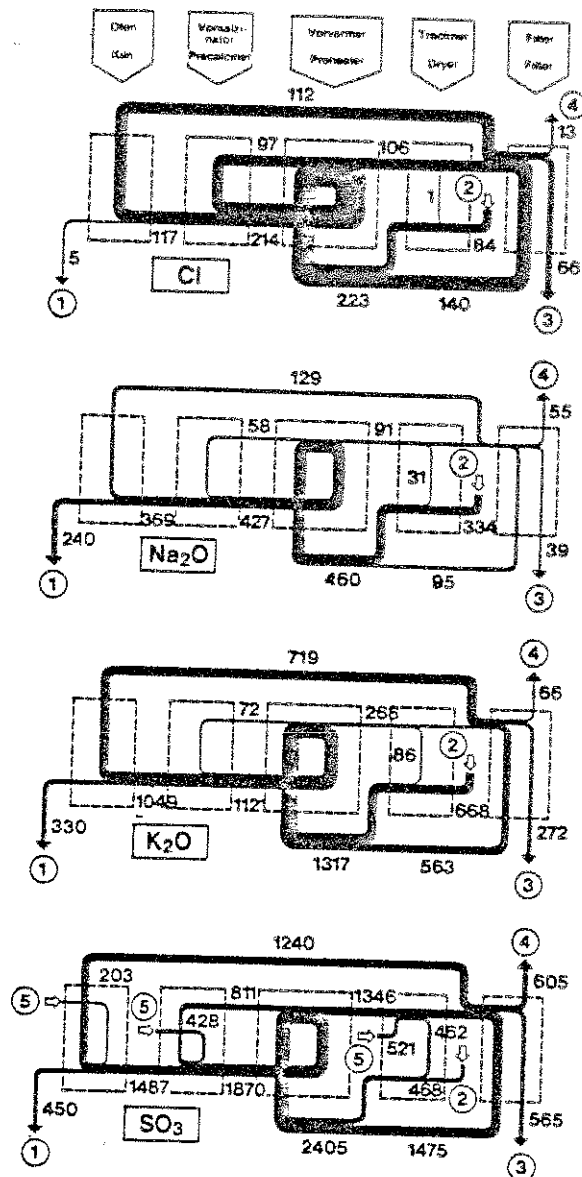


Fig. 20.33. Ofen-WT-Kreislaufdiagramme von flüchtigen Bestandteilen des „Dania“-Naß-Trockenverfahrens

Fig. 20.33. Kiln-preheater recirculation diagrams of volatile components of the "Dania" wet-dry process

Konstruktion und Wärmebedarf des FLS-Vorcalcinator

Der in den obigen Vorcalcinerungssystemen genannte Vorcalcinator ist in Fig. 20.34. dargestellt. Mechanisch ist er äußerst einfach und besteht grundsätzlich aus einem mit feuerfestem Material ausgekleideten Zylinder mit kegelförmigem Kopf und Boden. Für die Wirkungsweise des Vorcalcinator ist bezeichnend, daß Rohmehl und Brennstoff homogen gemischt sind, bevor die Verbrennungsluft zugeführt und die Verbrennung eingeleitet wird. Ein wirksames Mischen von vorgewärmtem Rohmehl und pulver- oder gasförmigem Brennstoff läßt sich verhältnismäßig leicht durchführen. Der Ölbrennstoff wird gewöhnlich dicht unter dem Calcinator durch Zerstäubungsbrenner eingeführt. Erdgas wird ebenfalls durch Spezialdüsen zugeführt. Kohle wird mittels Förderschnecke oder durch Einblasen am Calcinatorboden aufgegeben.

Design and heat requirement of the FLS-precalciner

The precalciner quoted in the above described precalcining systems is shown in Fig. 20.34. Its design is extremely simple, and consists merely of a refractory lined cylinder with conically shaped top and bottom. The characteristic feature of this precalciner is the thorough blending of raw mix and fuel prior to introduction of combustion air and subsequent initiating of the combustion process. An effective blending of preheated raw mix and pulverized or gaseous fuel is a relatively simple operation. With oil as fuel, the oil is generally introduced just below the calciner by means of air atomizing burners. Natural gas is similarly introduced by special nozzles. Coal enters through the bottom of the calciner by screw conveyor or injection.

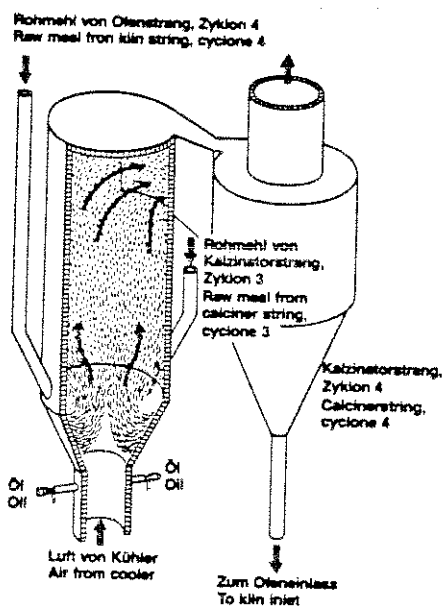


Fig. 20.34. FLS-Vorcalcinator

Fig. 20.34. FLS-Precalciner

Der Vorcalcinator arbeitet mit Heizöl, Kohle, Erdgas und auch mit Ölschiefer mit niedrigem Heizwert.

Die Verbrennungsluft wird mit einer Temperatur von etwa 900 °C dem Klinkerkühler entnommen. Sie durchströmt den Vorcalcinator von unten nach oben mit geringem Druckverlust.

Das vorgewärmte Rohmehl wird mit einer Temperatur von etwa 750 °C dem Vorcalcinator durch eine Öffnung in dessen unteren zylindrischen Teil zugeführt. Der Brennstoff wird durch den unteren kegelförmigen Teil des Vorcalcinators eingebracht. Dem Gemisch von Brennstoff und Rohmehl wird dann die Verbrennungsluft durch die zentrale Einlaßzone des Vorcalcinators eingegeben.

Die im Vorcalcinator erzeugte Wärme dient teils der Erwärmung des Rohmehls auf die Calciniertemperatur, teils der Durchführung des eigentlichen Calciniervorganges.

Da jedoch kleine Schwankungen in der Rohmehl- und Brennstoffzufuhr zum Vorcalcinator nicht ganz zu vermeiden sind, ist es, wie schon erwähnt, vorteilhaft, mit einem Calciniierungsgrad von 90–95 % am Austritt des Vorcalcinators zu arbeiten. Hierdurch wird sichergestellt, daß das Aufgabegut in den Ofen nur eine Temperatur von etwa 900 °C hat und daß die Temperatur am Austritt des Vorcalcinators 950 °C nicht überschreitet. Bei einem Calciniierungsgrad von 90–95 % beträgt — nach Angaben des Herstellers — der spezifische Wärmeverbrauch des Vorcalcinators allein etwa 550 kcal/kg Klinker.

Der relative Brennstoffverbrauch des Vorcalcinators beeinflusst den Vorcalciniierungsgrad und die relative Ofenproduktion. Dies ist in den Diagrammen der Fig. 20.35. und 20.36. dargestellt.

The precalciner can be operated with fuel oil, coal, natural gas, and also with oil shale of low calorific value.

The combustion air is drawn from the clinker cooler at a temperature of about 900 °C. The air flows from the inlet to the outlet of the precalciner, with only a low pressure drop.

The preheated raw mix with a temperature of approximately 750 °C, is fed into the precalciner through an opening in its lower cylindrical part. The fuel is supplied through the lower conical part of the precalciner. Then, to the mixture of these two components, the combustion air is centrally added through the bottom of the precalciner.

The heat generated in the precalciner is utilized partly to raise the raw mix temperature to the calcining level, and partly to implement the actual calcining process.

Since slight fluctuations in feeding the raw mix and fuel cannot be avoided, it is — as already mentioned — expedient, to run the precalciner with a calcining degree of 90–95 %, checked at the precalciner's outlet. This ensures a kiln feed temperature of approximately 900 °C, and a maximum precalciner outlet temperature of 950 °C. At a precalcining degree of 90–95 %, the specific fuel consumption of the precalciner amounts — according to the manufacturer — to about 550 kcal/kg clinker.

The relative fuel consumption of the precalciner is of influence to the degree of precalcining, and to the relative kiln production. This results from the diagrams shown in Fig. 20.35. and 20.36.

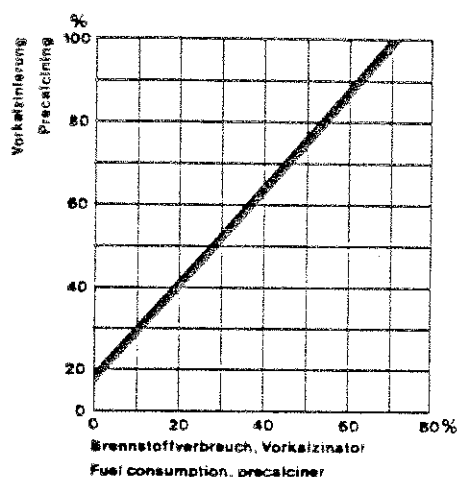


Fig. 20.35. Brennstoffverbrauch des Vorcalciniators und Grad der Vorcalciniierung

Fig. 20.35. Fuel consumption of the precalciner and degree of precalcining

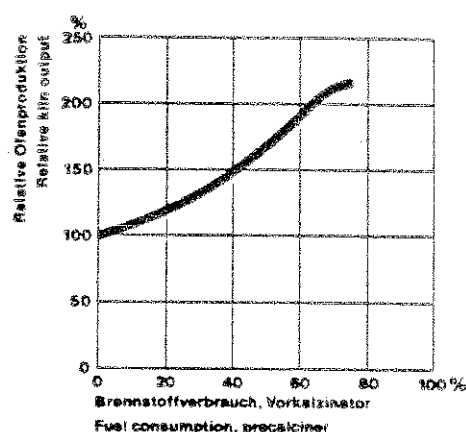


Fig. 20.36. Brennstoffverbrauch des Vorcalciniators und relative Ofenproduktion

Fig. 20.36. Heat consumption of the precalciner and relative kiln production

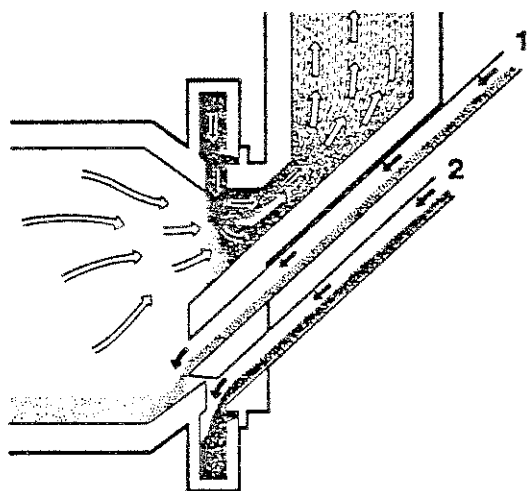
Tabelle 20.9. enthält FLS-Standard-Baugrößen von Vorcalciniierungssystemen mit separatem Vorcalcinator. Die angegebene Produktionsmenge ist von verschiedenen Einflußfaktoren abhängig (z.B. Brennstoffart, Brennbarkeit des Rohmaterials, Höhe über dem Meeresspiegel, Außentemperatur usw.) und kann in gewissen Grenzen schwanken.

Table 20.9. contains FLS standard construction sizes of precalcining systems with separate precalciners. The quoted production capacity depends on various influential factors (e.g. kind of fuel, burnability of the raw mix, elevation above sea-level, ambient temperature, etc.), and can fluctuate within certain limits.

Tabelle 20.9.

Table 20.9.

Nennproduktion Nominal output	t/24h t/24h	1900	2200	2800	3200	3800	4500	5200	6300	7200	8300	9400
Anzahl Zykclone Number of cyclones												
Oberste Stufe Top stage		6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
2. Stufe 2nd stage		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
3. Stufe 3rd stage		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
4. Stufe 4th stage		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
Anzahl Stränge Number of strings		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
Zyklondurchmesser Diameter of cyclones												
Oberste Stufe Top stage	mm	3150	3300	3450	3600	3950	4150	4350	4750	5000	5250	5500
Stufen 2-3-4 Stages 2-3-4	mm	4550	4750	5250	5500	6000	6300	6600	6900	7200	7600	8000
Ofenrohr Kiln tube												
Innendurchmesser Inner diam.	mm	3950	4150	4350	4550	4750	5000	5250	5500	5750	6000	6300
Wirksame Länge Effective length	m	56	58	66	68	75	80	83	89	92	96	98
Folax-Klinkerkühler Folax clinker cooler	Typ Type	720	820	924	928	1030	1034	1040	1240	1244	1250	1350



- 1 Rohmehl von der vierten Zyklonstufe = Raw mix from the fourth cyclone stage
- 2 Rohmehl von der dritten Zyklonstufe = Raw mix from the third cyclone stage

Fig. 20.37. FLS-Integralofen mit Vorcalcination im Ofeneinlauf

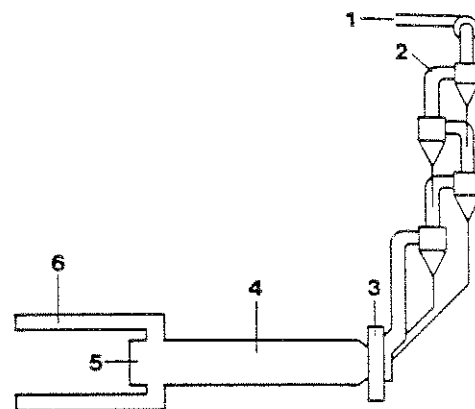
Fig. 20.37. FLS-Integral kiln with precalcining at the kiln inlet

FLS-Integralofen mit Vorcalcination im Ofeneinlauf

Das Bestreben der Firma F. L. Smidth, die Investitionskosten herabzusetzen und gleichzeitig eine einfachere Ofenanlage zu schaffen, führte zur Entwicklung eines besonderen Vorcalcinationsverfahrens. Der Unterschied zwischen diesem Vorgang und dem oben beschriebenen System besteht darin, daß die heißen Ofenabgase am oberen Ofenende mit dem nichtcalcinierten Rohmehl zusammentreffen. Bei diesem Prozeß wird das in den drei obersten Stufen des Zyklonwärmetauschers auf etwa 700 °C erhaltene Rohmehl dem Ofeneinlauf zugeführt und mit den Drehofenabgasen zusammengebracht (siehe Fig. 20.37. und 20.38.).

Die Abgase erteilen dem Rohmehl eine wirbelnde Bewegung, wobei der Calciniervorgang augenblicklich beginnt. Bevor das Rohmehl-Gasgemisch das Steigrohr zum Zyklonvorwärmer erreicht, sinkt die Temperatur der Abgase auf etwa 840 °C. Die Abgase durchströmen die Einstreuzone, in der die Calciniervorgang erfolgt. Das in dem untersten Zyklon des Vorwärmers abgeschiedene Rohmehl wird in ein besonders ausgebildetes Einlaßrohr durch die Einstreuzone in den Ofen geleitet. Diese Einrichtung verhindert ein Vermischen des vorcalcinierten Rohmehls, mit dem im Ofeneinlauf aufgegebenen, nicht calcinierten Rohmehl. Diese Trennung der beiden Rohmehlstränge ist für die Erreichung eines hohen Vorcalcinationsgrades von großer Bedeutung.

Die Erfahrung hat gezeigt, daß bei diesem Vorcalcinationssystem die Temperatur der Ofenabgase nicht mehr auf 1200 °C begrenzt sein muß und daß sich bei zunehmenden Abgastemperaturen die Vorcalcination



- 1 Abgas = Exit gas
- 2 Rohmehleinlauf = Raw mix feed
- 3 Zylinderabschnitt mit Schaufelanhebern = Cylindrical section with scoops
- 4 Drehofen = Rotary kiln
- 5 Ofenbrenner = Kiln burner
- 6 Planetenkühler = Planetary coolers

Fig. 20.38. FLS-Integralofen mit Vorcalcinationssystem

Fig. 20.38. FLS-Integral kiln with precalcining system

FLS-Integral kiln with precalcining at kiln inlet

Efforts of the F. L. Smidth Co. to reduce investment costs, combined with a simpler layout of the kiln arrangement, resulted in the development of a new precalcining process. The difference between this procedure and the process described above is that the hot kiln exit gases come together with the uncalcined raw mix, which in the upper three stages of the cyclone preheater is heated to a temperature of about 700 °C. This raw mix is led down to the kiln inlet, where it mixes with the kiln exit gases (see Fig. 20.37 and 20.38.).

When meeting the exit gases, the raw mix begins a whirling movement, thus initiating the calcining process. Before the mixture of exit gas and raw mix arrives at the gas duct to the lowest preheater stage, the temperature of the exit gas decreases to about 840 °C. The kiln gases pass the kiln feeding zone, where the precalcining takes place. The raw mix, which is separated in the lowest stage of the preheater, enters the kiln through a specially designed feeding pipe. This arrangement prevents the precalcined raw mix from blending with the uncalcined raw mix in the kiln feeding area. To attain a high degree of precalcination, this separation of the two raw mix lines is of great importance.

Experience has shown that when employing this precalcining system, the temperature of the kiln gases is no longer limited to 1200 °C. Based on this knowledge, precalcining of the raw mix can be increased.

nung des Rohmehls erhöhen läßt. Dieses System arbeitet mit nur einer Feuerung; eine Zusatzfeuerung für den Vorcalcinierer ist nicht erforderlich.

Erhöhte Abgastemperaturen bewirken einen größeren Temperaturunterschied zwischen Ofengasen und Ofengut, was einen kürzeren Ofen ermöglicht. Der Zusammenhang zwischen der Abgastemperatur am Anfang der Einstreuzone und dem erreichten Vorcalcinierungsgrad ist in Fig. 20.39. dargestellt.

Erhöhte Vorcalcinierung steigert die spezifische Ofenleistung. Der in Fig. 20.40. gezeigte Zusammenhang basiert auf Messungen, die bei Versuchen an diesem Ofensystem durchgeführt wurden. Aus Fig. 20.40. geht hervor, daß bei einer spezifischen Ofenleistung von $3.5 \text{ t}/24 \text{ h} \cdot \text{m}^3$, ein Calcinierungsgrad von 50–60 % erreicht wurde.

Da die ganze Brennstoffzufuhr am heißen Ofenkopf erfolgt, strömen alle Verbrennungsgase durch den Ofen. Der Ofendurchmesser ist deshalb derselbe wie bei einem 4stufigen Zyklonwärmetauscher. Die Gasgeschwindigkeit am Einlaufende ist für beide Ofentypen auch praktisch dieselbe. Die höhere Gastemperatur in diesem System bewirkt, daß ein größerer Teil des Calcinierungsprozesses im Ofeneinlauf stattfindet. Die Ofenlänge wird im Vergleich zu einem herkömmlichen 4stufigen Zyklonwärmer beträchtlich reduziert, abhängig vom Umfang der Vorcalcinierung im Ofeneinlauf. Die reduzierte Ofenlänge setzt den Wärmestrahlungsverlust herab; auch wird der Kraftbedarf für den Ofenantrieb dementsprechend reduziert.

Dieser Integralofen mit Vorcalcinierung im Ofeneinlauf wird zur Zeit von F. L. Smidth für Leistungen bis $4500 \text{ t}/24 \text{ h}$ geliefert. Dieser Ofen kann mit Klinkerkühlern aller bekannten Typen gekoppelt werden [87c].

with increasing kiln exit gas temperature. This system works with only one burner; an auxiliary firing for the precalciner is not required.

High exit gas temperatures result in larger temperature differences between kiln gases and kiln feed, thus allowing a shorter kiln. The ratio between the exit gas temperature at the kiln feed end, and the attained degree of precalcining is shown in Fig. 20.39.

A high rate of precalcining increases the specific capacity of the kiln. The ratio shown in Fig. 20.40. is based on measurements resulting from test runs with this kiln system. Fig. 20.40. shows that a precalcining degree of 50–60 % results in a specific kiln capacity of $3.5 \text{ metric t}/24 \text{ h} \cdot \text{m}^3$.

Since the total fuel is supplied through the hot kiln end, the combustion gases are passing the kiln. Therefore, the kiln diameter is the same as for a 4-stage cyclone preheater. Also the gas velocity at the kiln feed end is for both kiln types practically the same. The higher gas temperature of this system is the reason that a larger part of the calcining process occurs in the kiln inlet area. Compared with a conventional 4-stage cyclone preheater, the kiln length is considerably reduced, depending on the degree of precalcining at the kiln inlet. A shorter kiln reduces the heat losses by radiation through the kiln shell; also the power requirement for the kiln drive is correspondingly lower.

Integral kilns with precalcining inside the kiln feed end are presently supplied by FLS up to a capacity of $4500 \text{ metric t}/24 \text{ h}$. This kiln works in conjunction with all known types of clinker coolers [87c].

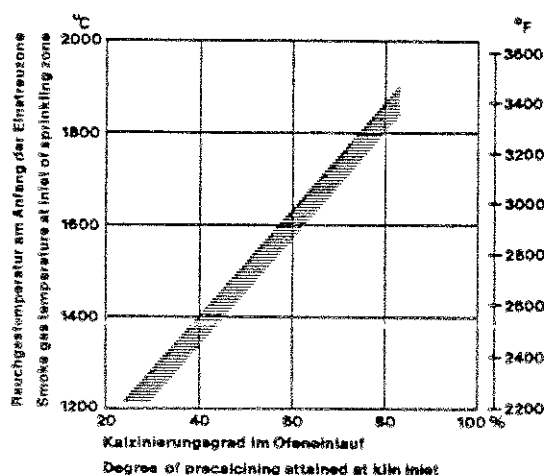


Fig. 20.39. Verhältnis zwischen Abgastemperatur und dem erreichten Vorcalcinierungsgrad

Fig. 20.39. Ratio between exit gas temperature and the attained degree of precalcining

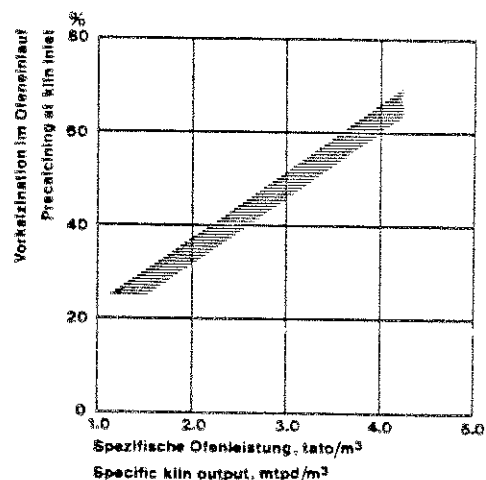


Fig. 20.40. Zusammenhang zwischen Vorcalcinierung und spezifischer Ofenleistung

Fig. 20.40. Ratio between precalcining and specific kiln capacity

20.9.6. Das KHD Humboldt Wedag AG Pyroclon-Vorcalciniersystem

KHD Humboldt Wedag AG verwendet zwei Varianten der Vorcalcination, die unter dem Namen Pyroclon „R“ (regulär) und Pyroclon „S“ (speziell) bekannt sind. Die apparative Gestaltung besteht im wesentlichen:

1. Aus einer oder mehreren im Strang der vom Ofeneinlauf zum Wärmetauschersystem führenden Gasleitung integrierten speziellen Brennkammern, in denen Brennstoff unter inniger Vermischung mit dem im Wärmetauscher vorerhitzten Rohmehl und den aus dem Drehrohrofen kommenden Abgasen so verbrannt wird, daß die Wärme unmittelbar für die Entsäuerung des Rohmehls verbraucht werden kann.
2. Aus der im Anschluß an die Reaktionsstrecke vertikal nach oben und rücklaufend nach unten führenden Gasleitung, deren Gasströmung turbulent ist.
3. Aus einem Abscheider, in den die vorerwähnte Gasleitung mündet und aus dem das entsäuerte Rohmehl dem Drehrohrofen aufgegeben wird, wobei dieser Abscheider zugleich die unterste Stufe des Zyklonwärmetauschers bildet (siehe Fig. 20.42).

Die Möglichkeiten, die das Verfahren der zweiten Brennstelle bietet, hängen grundsätzlich davon ab, ob die notwendige Verbrennungsluft gesondert, also am Drehofen vorbei (Pyroclon „R“), oder mit durch das Drehofenrohr (Pyroclon „S“) der zweiten Brennstelle zugeführt wird. Diese Möglichkeiten stellen sich wie folgt dar:

Ab einer bestimmten Anlagengröße, etwa 2500 t/24 h, wird die Verbrennungsluft der zweiten Brennstelle durch eine Tertiärluftleitung außerhalb des Ofens zugeführt (Pyroclon „R“). Bei Ofenleistungen unterhalb dieser Grenze kann das Pyroclon „S“-Verfahren Anwendung finden.

Der Einsatz der einen oder der anderen Ausführung hängt von verschiedenen Umständen ab:

Die Ofenabmessungen können um so kleiner werden, je mehr Entsäuerung im Wärmetauscher stattfindet. Es kann eine fast vollständige Calciniierung im Wärmetauscher erreicht werden, wenn etwa 65 % des Gesamtwärmeverbrauchs im Vorwärmer als Brennstoff aufgegeben wird. Dabei könnte der lichte Querschnitt des Drehofens um 65–70 % reduziert werden, so daß selbst bei Ofenleistungen bis 8000 t/24 h der Ofendurchmesser nicht über 5,6 m liegen würde. Dies verlangt jedoch eine Führung der Verbrennungsluft vom Kühler am Ofen vorbei zum Wärmetauscher, da sonst die Gasgeschwindigkeit im Drehofen zu groß würde.

Eine solch weitgehende Verkleinerung der Drehofenabmessungen reduziert die Abstrahlverluste erheblich, kann aber beim Unterschreiten einer Mindestdimension mit Nachteilen verbunden sein.

20.9.6. The KHD Humboldt Wedag AG Pyroclon-precalciner

KHD Humboldt Wedag AG applies two types of precalciner which are known under the designation Pyroclon „R“ (regular) and Pyroclon „S“ (special). The construction consists mainly of:

1. One or more ducts leading from the kiln inlet to the preheater system, integrated with special combustion chambers, where combustion of fuel takes place in a composition of preheated cement raw mix which is thoroughly intermingled with hot exit gases coming from the rotary kiln; at this place the combustion serves the only purpose for calcination of the cement raw mix.
2. A gas duct supplied with internal construction to generate turbulence, leading directly from the reaction route vertically upwards, and then recirculating downwards.
3. A cyclone-type separator; the above described gas duct leads directly into this cyclone, from where the raw mix is fed into the rotary kiln; this cyclone is simultaneously the lowest preheater stage (see Fig. 20.42).

The possibilities for the process to use the second burning point depend on how the necessary combustion air is supplied to this burning point; the air can be led separately outside and along the rotary kiln (Pyroclon „R“), or inside through the rotary kiln (Pyroclon „S“). These possibilities depend on the following conditions:

Starting from a certain production capacity, i.e. approximately 2500 t/24 h, the combustion air is led to the second burning point through a tertiary air duct outside the rotary kiln (Pyroclon „R“). At production capacities below this limit, the Pyroclon „S“-process can be applied.

The application of the one or the other installation depends on different circumstances:

The kiln dimensions can decrease with an increasing degree of calcination performed inside the preheater. An almost complete calcination can be attained in the preheater, if 65 % of the heat requirement is supplied to the preheater as fuel. At the same time, the free space cross-sectional area of the rotary kiln could be reduced by 65–70 %; this means that even at kiln capacities of up to 8000 t/24 h, the kiln diameter would not exceed 5.6 m. However, this requires conveying of the combustion air from the clinker cooler directly to the preheater, i.e. bypassing the kiln, otherwise the gas velocity in the rotary kiln would be too high.

Such far-reaching reduction of the rotary kiln dimensions reduces the radiation losses considerably; on the other hand, falling below a minimum kiln size can be disadvantageous.

Würde eine Anlage mit einer Produktion von z. B. 1500 t/24 h bei einer Brennstoffaufgabe von ca. 65 % in den Wärmetauscher mit einem Ofendurchmesser von 3,2 m ausgeführt werden und daher ein Teil der Tertiärluft separat zum Wärmetauscher geführt, so würde diese Anlage eine ungünstige thermische Belastung der Flammenzone aufweisen. Gleichzeitig ist eine derartige Verkleinerung des Ofens für die Investitionskosten kein Gewinn, da die ausgemauerte separate Tertiärluftleitung hohe Investitionskosten verursacht.

Dieses Beispiel zeigt, daß unterhalb bestimmter Leistungen eine Luftführung zur zweiten Brennstelle durch den Ofen angebracht ist (Pyroclon „S“), wobei die Gasgeschwindigkeit am oberen Ofenende ein bestimmtes Maß nicht überschreiten darf, da sonst die Staubkreisläufe zwischen Ofen und Wärmetauscher zu groß werden.

Neben dem Kriterium der maximalen Gasgeschwindigkeit kann bei Luftführung durch den Drehofen der Luftüberschuß in der Flammenzone Werte erreichen, die nicht überschritten werden sollten; so zeigte sich, daß bei einem Sauerstoffgehalt von über 7 % am oberen Ofenende eine schnelle Aufheizung der Sinterzone nach Ofenstörungen nicht möglich war. Der Grund dafür ist, daß bekanntlich mit steigendem Luftüberschuß die Flammentemperatur sinkt.

So lange bei ungestörtem Ofenbetrieb die Sekundärluft-Temperatur normal hoch ist, genügt bei hohen Zuheizmengen im Wärmetauscher und somit bei hohen Sauerstoffgehalten in der Ofenflamme die Flammentemperaturhöhe, um den Klinkerbrand zu gewährleisten.

Wird jedoch aufgrund einer Ofenstörung das Wärmeangebot an den Kühler verringert und sinkt dadurch die Sekundärlufttemperatur, so ist bald die Flammentemperatur nicht mehr hoch genug, um einen guten Klinkerbrand zu garantieren. Deshalb hält der Hersteller beim Bau von Neuanlagen eine Verbrennungsluftzuführung für die Zweitfeuerung durch den Ofen nur bis zu Zuheizmengen von 30–35 % für betriebstechnisch und wirtschaftlich vertretbar.

Für die Pyroclon-Vorcalcinierung können feste, flüssige und gasförmige Brennstoffe verwendet werden.

Aus dem in Fig. 20.41. dargestellten Diagramm sind die verschiedenen Ausführungsmöglichkeiten für Anlagen von 1000–8000 t/24 h Klinker zu entnehmen unter Berücksichtigung der oben angeführten Zusammenhänge. Dabei wird ein von der Anlagengröße und der Brennstoffmenge abhängiger Wärmeverbrauch, der aus dem Diagramm ersichtlich ist, erwartet.

Aus Fig. 20.41. geht hervor, daß bei Zweitfeuerung in Anlagen zwischen 4000 und 5000 t/24 h ein minimaler Wärmeverbrauch erreicht werden kann, wobei gleichzeitig der Ofendurchmesser (4,8–5 m) und die Sinterzonenbelastung ($4,7 \times 10^6 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}$) die günstigsten Werte aufweisen.

If e.g. a plant would be designed with a capacity of 1500 t/24 h, with 65 % of the fuel supply going into the preheater, and with a kiln diameter of 3,2 m, then it would be necessary to supply a part of the tertiary air separately to the preheater; this kind of arrangement would show a disadvantageous thermal load in the burning zone, expressed in kcal/m² of kiln lining. Simultaneously, it should be noted that reducing the kiln size as described, does not result in savings on investments, since the insulated duct for tertiary air requires a high investment cost.

This example shows that below certain capacities, conveying of combustion air to the second burning point through the kiln is appropriate (Pyroclon „S“); however, in this case the gas velocities at the kiln feed end must not exceed a certain limit, to avoid heavy dust circulation between kiln and preheater.

Besides the criterion of the maximum gas velocity, it can happen that when conveying the combustion air through the rotary kiln, the excess air in the flame could reach values which should not be overstepped; this results from the experience that with an oxygen content at the kiln feed end of more than 7 %, a fast heating up of the burning zone after kiln disturbance, was not possible. The reason for this is the known fact that with increasing excess air, the flame temperature decreases.

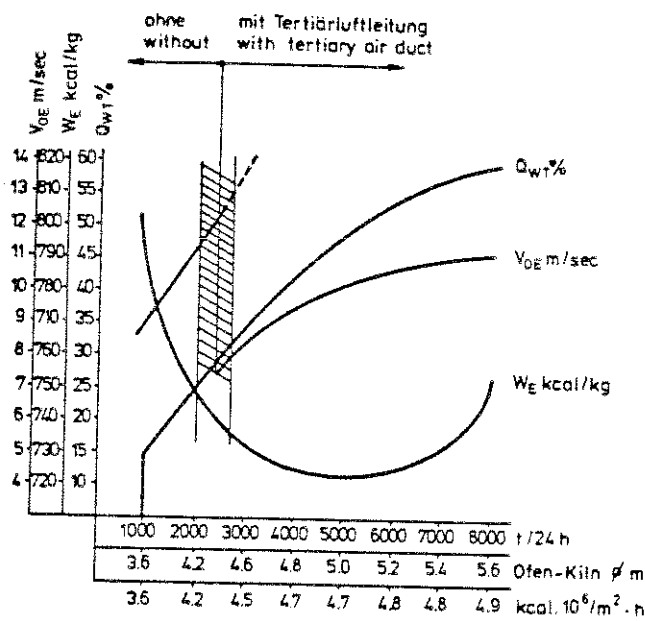
As long as at regular kiln operations the secondary air temperature is at a normal level, it is possible to guarantee regular clinker burning with the resulting flame temperature, despite a high additional heating rate in the preheater, and high oxygen contents in the kiln flame.

However, if kiln upset conditions lower the heat supply to the cooler, which consequently decreases the secondary air temperature, then the flame temperature is not high enough to guarantee regular clinker burning. Therefore, when erecting new precalciners with conveying of combustion air to the second burning point through the kiln, Humboldt-Wedag recommends additional heating rates only up to 30–35 % as operational and economically feasible.

Fuels used for the Pyroclon-precalciner can be solid, liquid or gaseous.

The diagram in Fig. 20.41. shows the different construction possibilities for plants with capacities of 1000–8000 t/24 h, considering the correlations described above. At the same time a heat consumption is expected, which depends on the plant size, and the amount of fuel; this heat consumption is shown in the diagram.

From Fig. 20.41. results that a minimum heat consumption can be achieved when applying a second burning point, and with plant capacities between 4000–5000 t/24 h; under these conditions the kiln diameter (4,8–5 m), and the thermal load of the burning zone ($4,7 \times 10^6 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}$) show the most favorable figures.



QWT Prozentuale Zuheizmenge für den Wärmetauscher = Heating rate for the preheater, percent
WE Wärmeverbrauch, kcal/kg Klinker = Heat consumption, kcal/kg clinker
VOE Gasgeschwindigkeit am Ofeneinlauf, m/s = Gas velocity at the kiln feed end, m/sec

Fig. 20.41. Ausführungsmöglichkeiten für Pyroclon-Vorcalcinatoren

Fig. 20.41. Construction possibilities for Pyroclon-precalciners

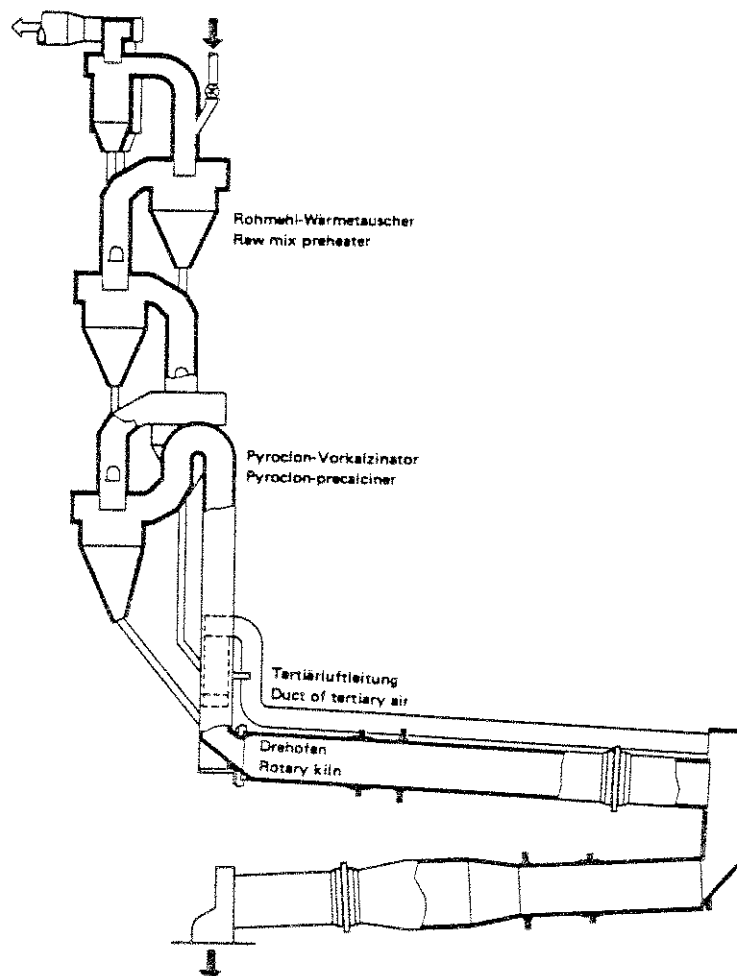


Fig. 20.42. Drehofen-WT-Anlage mit Pyroclon-Vorcalcinator System Humboldt-Wedag

Fig. 20.42. Rotary kiln-preheater plant with Pyroclon-precalciner system Humboldt-Wedag

Fig. 20.42. zeigt eine Drehofenanlage mit Vorcalcinierung System Pyroclon „R“ der KHD Humboldt Wedag AG.

Nach Angaben des Herstellers wird mit dem Pyroclon R-Calculator eine nahezu vollständige Entsäuerung des Rohmehls bei gleichzeitiger Aufheizung auf ca. 900 ° C erreicht. Um diesem Rohmehl das richtige Brennaggregat nachzuschalten, hat die KHD Humboldt Wedag AG einen Drehofen mit einem L : D Verhältnis von 10 : 1 angewendet (sog. Pyrorapid-Ofen). Drehöfen mit dem genannten L : D Verhältnis werden auch von anderen Firmen, wie z. B. Krupp Polysius, Fuller etc., gebaut.

Die Tertiärluftführung hat Einfluß auf die Verwendbarkeit der verschiedenen Klinkerkühler. So ist der Satellitenkühler nur bei Luftführung durch den Ofen verwendbar (Pyroclon „S“), während Rost-, Rohr- und Schachtkühler bei beiden Verfahren eingesetzt werden können.

Nach Angaben der KHD Humboldt Wedag AG sind bis jetzt (1984) nahezu 80 Pyroclon-Vorcalcinatoren weltweit gebaut worden [259g, 259h].

KHD Humboldt Wedag AG baut auch Pyroclon-Anlagen in Sonderausführung für alkalichlorid- und alkalisulfatreiche Rohmehle.

20.9.7. Der KSV-Vorcalcinator der Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Japan

KSV ist das Kurzwort für „Kawasaki Spouted bed and Vortex chamber“; dieser Vorcalcinierungsprozeß wurde von der Firma Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Tokio, Japan, entwickelt.

Der KSV-Vorcalcinator besteht aus einem Calcinierofen, der in dem unteren Teil eines konventionellen Wärmetauschers eingebaut ist; dieser Ofen besteht aus einer Kombination von Fließbett und Wirbelkammer. Bei diesem Prozeß findet fast der ganze Calcinierungsvorgang im Wärmetauscher und dem eingebauten KSV-Vorcalcinator statt. Nach Angaben des Herstellers erhöht der KSV-Prozeß die Leistung des Drehofens um das 2–2,5-fache, verglichen mit einem konventionellen Wärmetauschersystem. Die Länge eines KSV-Prozeß-Drehofens ist etwa 37 % kürzer im Vergleich zu einem konventionellen Wärmetauscher-Drehofen. Fig. 20.43. enthält eine schematische Darstellung dieses Vorcalcinators.

Das Fließbett besteht aus einer mit einer Einlaßöffnung versehenen zylindrischen Kammer, in die ein Teil des Rohmehls eingeführt wird. Im oberen Teil der Kammer, dort, wo das Rohmehl die größte Konzentration erreicht, ist diese mit Brennern versehen. Die Wirbelkammer ist eine Verlängerung des zylindrischen Fließbettes. Die Wirbelkammer hat zwei Öffnungen; eine für den Einlaß der Drehofenabgase und die andere für den Auslaß der Gase und des Rohmehls in die niedrigste Zyklonstufe des Wärmetauschers.

Fig. 20.42. shows a kiln plant with a Pyroclon „R“ precalciner of the KHD Humboldt Wedag AG.

According to the manufacturer, the Pyroclon R-precalciner allows for an almost complete decarbonation of the raw mix, heating it simultaneously up to approx. 900 ° C. To install for such raw mix the right burning machine to the calciner, KHD Humboldt Wedag AG applied a rotary kiln with an L : D ratio of 10 : 1 (so called Pyro-rapid kiln). Rotary kilns with the quoted L : D ratio are also being built by other manufacturers as e.g. Krupp Polysius, Fuller etc.

The way of conveying the tertiary air, influences the applicability of the various clinker coolers. Thus, satellite coolers allow air conveying only through the rotary kiln (Pyroclon „S“), whereas grate, rotary, and shaft coolers can be applied for both systems.

According to KHD Humboldt Wedag AG, almost 80 Pyroclon-precalciners were until now (1984) supplied world-wide [259g, 259h].

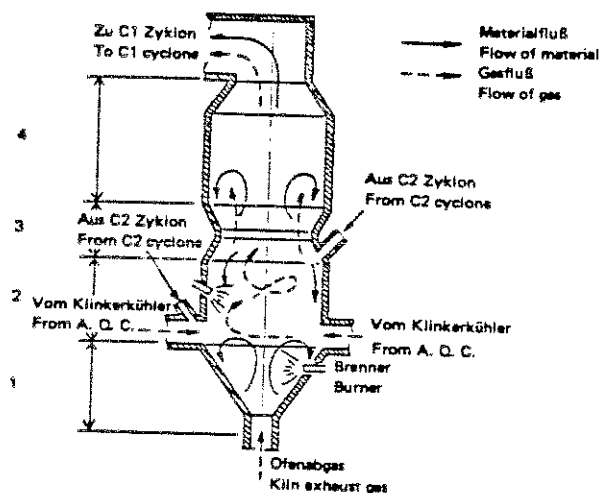
KHD Humboldt Wedag AG manufactures Pyroclon-preheaters also in special construction for cement raw mixes with high alkali chloride and alkali sulfate contents.

20.9.7. The KSV-precalciner of the Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Japan

KSV is an abbreviation for "Kawasaki Spouted bed and Vortex chamber"; this precalcining process has been developed by the Kawasaki Heavy Industries, Ltd., Tokyo, Japan.

The KSV-precalciner consists of a calcining furnace installed in the lower part of a conventional suspension preheater (SP); this furnace is a combination of a spouted bed and a vortex chamber. In this process, almost the total calcination is completed in the preheater, working in conjunction with the KSV-precalciner. According to the manufacturer, the KSV-process increases the capacity of the rotary kiln 2–2.5 times as compared to the conventional SP. The length of the KSV-process rotary kiln is about 37 % shorter than that of a conventional SP rotary kiln. Fig. 20.43. shows a schematic of this precalciner.

The spouted bed consists of an inlet throat and a cylindrical chamber, into which some of the raw mix is fed. In its upper part, where the raw mix concentrates most, it is furnished with burners. The vortex chamber is an extension of the spouted bed. The vortex chamber has two openings; one for the inlet of the kiln exit gas, and the other for the outlet of gas and raw mix into the lowest cyclone stage of the preheater.



- 1: Brennstoff-Zersetzungs- u. Verbrennungszone in Form eines umgekehrten Kegels (Fließbett).
- 1: Fuel-decomposition and combustion zone of an inverted cone shape (Spouted Bed).
- 2: Brennstoff-Zersetzungs- u. Hauptverbrennungszone in zylindrischer Form (Wirbelkammer).
- 2: Fuel-decomposition and main combustion zone in a cylindrical form (Vortex chamber).
- 3: Zusätzlicher Einlaß.
- 3: Auxiliary throat part.
- 4: Nachverbrennungszone in zylindrischer Form auf dem oberen Teil (Mischkammer).
- 4: After-combustion zone in a cylindrical form at the upper part (Mixing chamber).

Fig. 20.43. Schematische Darstellung des KSV-Vorcalcina-tors

Fig. 20.43. Schematic of the KSV-precaciner

Die Luftgeschwindigkeit in der Tertiärluftleitung beträgt etwa 20–30 m/sec; beim Eintritt in das erweiterte Fließbett sinkt die Luftgeschwindigkeit auf etwa 5–10 m/sec, wobei gleichzeitig ein herabfallender Luftstrom in der Nähe der Fließbettwand gebildet wird. Dieses bewirkt eine turbulente Strömung von Luft und Rohmehlteilchen (Fig. 20.44). Dieser Effekt ruft eine Zirkulation des Rohmehls in der Kammer hervor, wobei im unteren Teil des Fließbettes sich eine konzentrierte Mischzone bildet; in dieser Zone befinden sich die für die Calcinierung des Rohmehls erforderlichen Brenner.

Ein Teil des Rohmehls, welches vom Fließbett aufwärts in die Wirbelkammer geblasen wird, vermischt sich sofort mit den heißen Ofenabgasen (1000–1100 °C), die vom Drehofen in die Wirbelkammer tangential eingeführt werden, wo die letzte Stufe der Calcinierung stattfindet. Die calcinierten Rohmehlteilchen werden vom Gasstrom in den oberen Teil

The velocity of the tertiary air current in the duct (throat) is about 20–30 m/sec; entering the enlarged spouted bed, the air velocity decreases to about 5–10 m/sec, generating simultaneously a descending air current near the wall of the spouted bed; this results in a turbulence of air and raw mix particles (Fig. 20.44). Due to this effect, the raw mix circulates in the chamber, thus forming a concentrated mixing zone in the lower part of the spouted bed, where also burners are located for calcination of the raw mix.

Part of the raw mix which is blown upwards from the spouted bed into the vortex chamber, is instantly mixed with high temperature kiln exit gases (1000–1100 °C), introduced tangentially from the rotary kiln into the lower part of the vortex chamber, where the final stage of calcination takes place. The calcined raw mix particles are carried by the gas stream to the

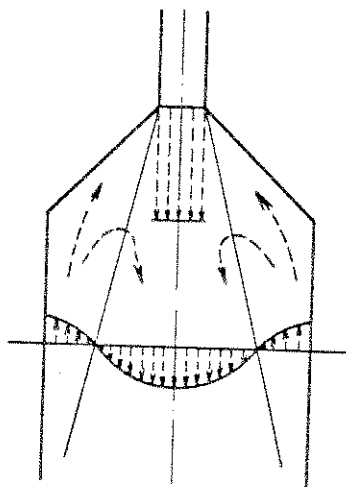


Fig. 20.44. Turbulente Strömung von Luft und Rohmehl im KSV-Fließbett

Fig. 20.44. Turbulence of air and raw mix particles in the KSV-spouted bed

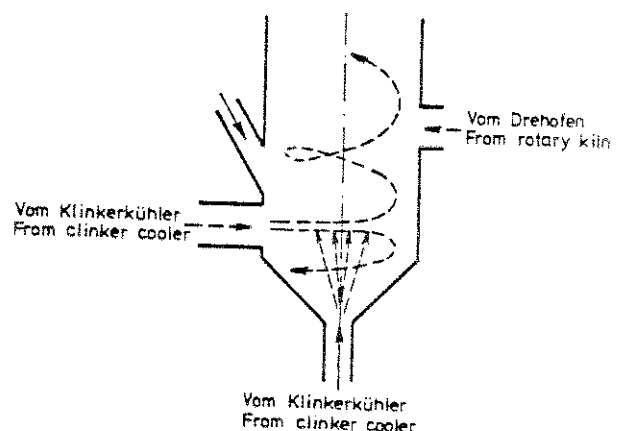


Fig. 20.45. Tangentiale Einführung von Tertiärluft in den KSV-Vorcalcinator

Fig. 20.45. Tangential introduction of tertiary air into the KSV-precaciner

der Wirbelkammer getragen und von hier durch die Auslaßöffnung in die unterste Zyklonstufe des Wärmetauschers eingeführt. Um einen besseren Mischefekt zu erreichen, kann Tertiärluft auch tangential in den unteren Teil des Fließbettes eingeführt werden, wie es in Fig. 20.45. dargestellt ist.

Kawasaki Heavy Industries belieferte das ISA-Zementwerk der UBE-Zementgesellschaft, Japan, mit einer Produktionslinie bestehend aus Wärmetauscher, KSV-Vorcalcinator usw., welche die folgenden Daten aufweist:

Gliederung

Wärmetauscher, erzeugt von Kawasaki Heavy Industries:

Leistung	8500 t/24 h
Ausmaße: Vorcalcinator	KSV 6800 mm Ø × 17,700 H × 2
Zyklon Nr. 1 (niedrigste Stufe)	9500 mm Ø × 2
Zyklon Nr. 2	6200 mm Ø × 4
Zyklon Nr. 3	8300 mm Ø × 2
Zyklon Nr. 4 (oberste Stufe)	5100 mm Ø × 4

Drehofen, geliefert von Ube Kosan

Leistung	8400 t/24 h
Größe	6.2 m Ø × 105 m L
Neigung	4.5 %

Klinkerkühler Typ Fuller-Horizontalrost, hergestellt von Babcock-Hitachi

Kühlfläche	240 m ²
Leistung	10,000 t/24 h
Betriebsdaten:	
Leistung	8920 t/24 h
Heizöl, Schweröl	Bunker "C"
Brennstoffverteilung:	
Ofen 41 %, KSV 59 %	
Calcinerungsgrad am Ofeneinlauf	85 – 90 %

Wärmebilanz

Wärmeeinnahmen, kcal/kg Klinker	
Aus Verbrennung des Heizöls	745.0
Fühlbare Wärme des Heizöls	3.1
Fühlbare Wärme des Rohmehls	5.0
Summe der Wärmeeinnahmen	753.1
Wärmeausgaben, kcal/kg Klinker	
Theoretischer Wärmeverbrauch zum Klinkerbrennen	425.4
Fühlbare Wärme des Klinkers	14.8
Fühlbare Wärme der Klinkerkühlerabluft	96.9
Für Verdampfung von Rohmehlfeuchtigkeit	2.7
Fühlbare Wärme des Abgases	154.0
Fühlbare Wärme des Staubes	5.3
Wärmeverluste durch Strahlung und Konvektion:	
Ofen	19.0
KSV und Tertiärluftleitung	21.7
Kühler und anderes	11.3
Summe der Wärmeausgaben	753.1

upper part of the vortex chamber, and from here through the discharge opening into the lowest cyclone stage of the suspension preheater. For a better mixing effect, tertiary air can be introduced tangentially into the lower part of the spouted bed, as is shown in Fig. 20.45.

Kawasaki Heavy Industries supplied to the ISA-plant of the UBE Cement Company, Japan, a preheater-KSV-precalciner production line, which shows the following data:

Specifications

Preheater, manufactured by Kawasaki Heavy Industries: Capacity

Size	
Precalciner	
No 1 Cyclone (lowest cyclone stage)	
No 2 Cyclone	
No 3 Cyclone	
No 4 Cyclone (upper cyclone stage)	

Rotary kiln supplied by Ube Kosan

Capacity	
Size	
Slope	

Clinker cooler type Fuller horizontal grate manufactured by Babcock-Hitachi

Cooling surface	
Capacity	
Operating data:	
Capacity	
Heavy fuel oil	
Fuel distribution	
Kiln 41 %, KSV 59 %	
Precalcination at kiln inlet	

Heat balance

Heat input, kcal/kg clinker	
From combustion of fuel	
Sensible heat of fuel	
Sensible heat of raw mix	
Total heat input	
Heat output, kcal/kg clinker	
Theoretical heat requirement for clinker burning	
Sensible heat of clinker	
Sensible heat of clinker cooler exit air	
Evaporation of moisture in raw mix	
Sensible heat of exit gas	
Sensible heat of dust	
Heat losses by radiation and convection:	
Kiln	
KSV and tertiary air duct	
Cooler and others	
Total heat output	

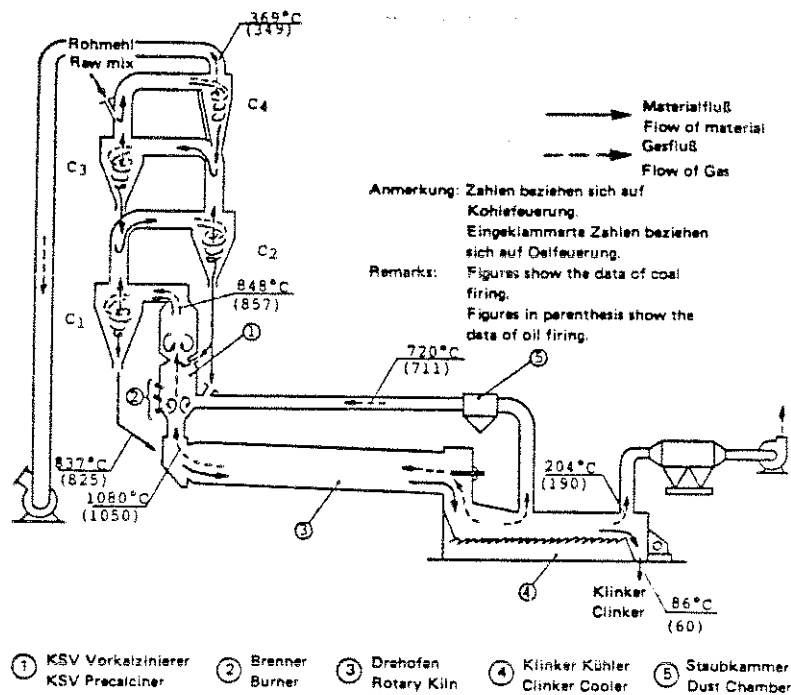


Fig. 20.46. Fließschema eines Wärmetauschers mit KSV-Vorcalcinator

Fig. 20.46. Flow chart of a preheater working in conjunction with a KSV-precacinator

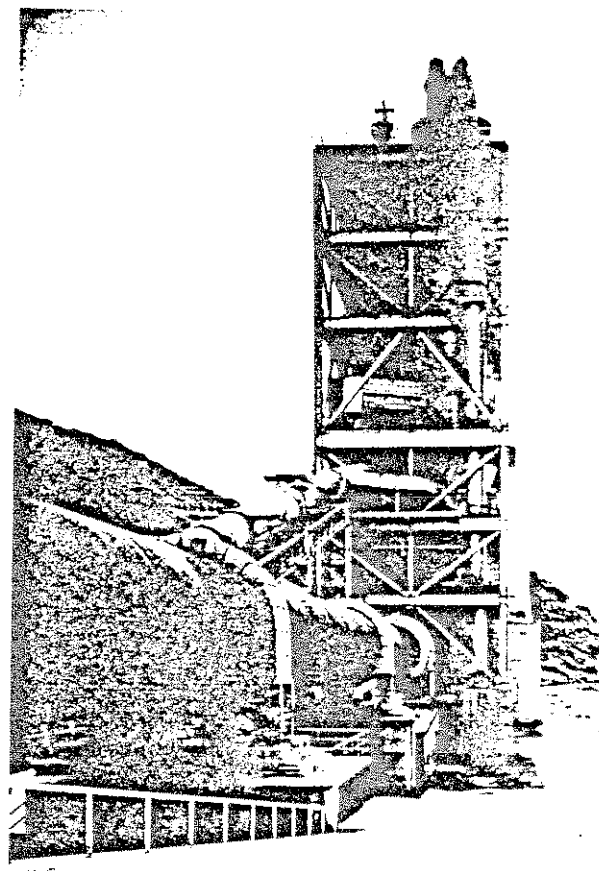


Fig. 20.46.a. KSV-Vorcalcinator der Firma Kawasaki, Japan

Fig. 20.46.a. KSV precalciner of the Kawasaki Co., Japan

Fig. 20.46. zeigt das Fließschema eines Wärmetauschers mit KSV-Vorcalcinator mit Angabe von Temperaturverhältnissen der wichtigsten Prozeßabschnitte [259i].

Fig. 20.46.a. zeigt eine von der Firma Kawasaki ausgeführte KSV Vorcalcinier- und Drehofenanlage. Diese Anlage wurde für das Zementwerk Amori der Firma Tohoku Kaihatsu, Ltd., Japan, gebaut.

KS-5-System der Firma Kawasaki

Ein von der Firma Kawasaki kürzlich entwickelter Schwebegas-Wärmetauscher mit niedrigem Wärme- und Energieverbrauch ist der 5-Stufen-WT (KS-5), der im allgemeinen auf demselben Prinzip basiert wie der Kawasaki KSV-Vorcalcinator.

Die besondere Neuerung an diesem WT und Vorcalcinator ist die Anwendung von Horizontalzyklonen, die als Zwischenstufe verwendet werden und auf diese Weise konventionelle Zykclone ersetzen.

Nach Angaben des Herstellers arbeitet der Horizontalzyklon mit einem Druckverlust, der weniger als die Hälfte eines konventionellen Zykklons beträgt.

Überdies ist dieses Aggregat in Kompakt-Bauweise ausgeführt, so daß der Strahlungswärmeverlust durch die Ummantelung der Zykclone im Vergleich zu konventionellen Zykklonen stark reduziert werden kann.

Die Fließgeschwindigkeit in konventionellen Zykklonen beträgt 4–4,5 m/s. Nach Angaben des Herstellers kann die Fließgeschwindigkeit im Horizontalzyklon bis zu zwei- bis dreimal des genannten Wertes erhöht werden, wodurch der Durchmesser des Zykklons etwa 70 % des Verticalzyklons beträgt; dies reduziert die Höhe der Zykclone. Ein Horizontalzyklon ist in Fig. 20.46.b. dargestellt.

Nach weiteren Angaben von Kawasaki ergibt das KS-5-System eine Brennstoffersparnis von rund 4 %; die Abgastemperatur wird um rund 40 °C herabgesetzt, was eine beträchtliche Wärmeenergie-Ersparnis zur Folge hat. Die Ersparnis zum Antrieb des Gebläses beträgt 0,44 kWh/kg Klinker.

Fig. 20.46. shows a flow-chart of a preheater working in conjunction with a KSV-precalciner with temperature data of the most important process points [259i].

Fig. 20.46.a. shows a KSV precalciner and rotary kiln arrangement constructed by Kawasaki Heavy Industries. This plant has been built for the Amori Cement Works of the Tohoku Kaihatsu Co., Ltd., Japan.

KS-5-System of the Kawasaki Co.

A newly developed suspension preheater of lower heat and power consumption is the Kawasaki 5-stages suspension preheater (KS-5) based on the same principle as the Kawasaki KSV-precalciner process.

The most innovative feature of this suspension preheater and precalciner is the application of horizontal cyclones which are used for intermediate stages, substituting conventional cyclones.

According to the manufacturer the new horizontal cyclone provides less than half the pressure loss of a conventional cyclone.

Also, the unit is of compact construction, so that radiation heat loss through the cyclone casings can be reduced, compared with conventional cyclones.

The flow speed in conventional cyclones is 4–4,5 m/s. According to the manufacturer, the speed in a horizontal cyclone can be increased two to three times of the quoted figure, and therefore the diameter of the cyclone can be approximately 70 % of a vertical cyclone, thus reducing the height of the cyclone. A horizontal cyclone is schematically shown in Fig. 20.46.b.

Kawasaki states further that the KS-5-System permits fuel savings of roughly 4 %, and that the temperature of the exhaust gases is lowered by roughly 40 °C, resulting in large savings of thermal energy. The savings in power consumption of the ID-fan equals 0,44 kWh/kg clinker.

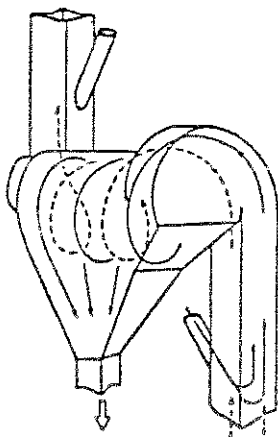


Fig. 20.46.b. Horizontalzyklon für Rohmehl-Schwebegas-Wärmetauscher

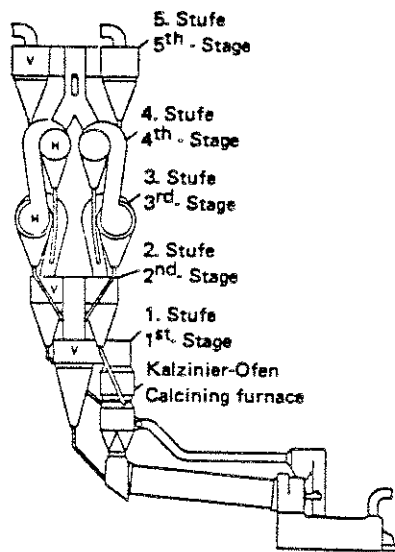
Fig. 20.46.b. Horizontal cyclone for raw mix suspension preheater

In Japan haben die folgenden Zementherzeuger das KS-5-System eingeführt:

Tsuruga Cement Co.
Sumitomo Cement Co.
Onoda Cement Co.
Onoda Cement Co.

Der Wärmeverbrauch einer 2400 t/d Anlage beträgt 725 kcal/kg Klinker.

Fig. 20.46.c. zeigt das Schema eines KS-5 Vorcalcinierungs-Systems mit horizontalen (H) und vertikalen (V) Zyklonen [259n].



In Japan the following cement manufacturers have adopted the KS-5-System:

2400 t/d Anlage/plant
2880 t/d Anlage/plant
3800 t/d Anlage/plant
1700 t/d Anlage/plant

The heat consumption of a 2400 t/d plant amounts to 725 kcal/kg clinker.

Fig. 20.46.c. shows the scheme of the KS-5 precalcining system with horizontal (H) and vertical (V) cyclones [259n].

Fig. 20.46.c. Schwebegas-Wärmetauscher mit horizontalen und vertikalen Zyklonen

Fig. 20.46.c. Raw mix suspension preheater with horizontal and vertical cyclones

20.9.8. Die Vorcalcinierung nach dem MB-Verfahren

Im Zuge der immer höher gestellten Anforderungen an die NO_x - und Kohlenwasserstoffemissionsgrenzen bei thermischen Prozessen, wurde von O+K das für diese Aufgabenstellung prädestinierte Gegenstromverfahren (System Miag) zu einer Vorcalcinierung weiter entwickelt.

Wie Fig. 20.47. zeigt, besteht dieses System aus dem Wirbelschacht und einer Tertiärluftleitung, die in die Verbrennungsstrecke und die Viert- oder Quartärluftleitung aufgespalten ist.

Bei flüssigen und gasförmigen Brennstoffen wird direkt in die Verbrennungsstrecke eingeblasen; bei festen Brennstoffen erfolgt der Eintritt der Tertiärluft in die Verbrennungsstrecke über Düsenbrenner.

MB-Verfahren ist die Abkürzung für Miag Bühler.

Die Fig. 20.48. zeigt, daß über Tertiärluftstrecke 2 die rekuperierte Luft vom Kühler und/oder Ofenkopf der Verbrennungsstrecke 3 und Quartärluftstrecke 4 zugeführt wird. In die Verbrennungsstrecke 3 wird der Brennstoff 8 der Tertiärluft beigemischt. Hierbei richtet sich die Aufgabestelle nach der Brennstoffart. Die Länge der Verbrennungsstrecke 3 wird auf die Ausbrandzeit des Brennstoffes abgestimmt, wobei

20.9.8. Precalcining according to the MB-process

In the course of the increasingly higher demands on the emission limits of NO_x - and hydrocarbons in thermal processes, O+K further developed the counter-flow process (system Miag) predestined for this requirement of a precalcining process.

As shown in Fig. 20.47., this system consists of the vortex shaft with a fluidized bed and a tertiary air duct which is splitted into a combustion line, and the quaternary air duct.

Liquid and gaseous fuels are directly blown into the combustion line; with solid fuels the tertiary air enters the combustion line via nozzle burners.

The designation MB-process is short for Miag Bühler.

Fig. 20.48. shows that the recuperated air from the cooler and/or from the kiln hood is supplied to the vortex shaft via the tertiary air duct 2, to the combustion line 3, and to the quaternary air duct 4. The fuel 8 is added to the tertiary air in the combustion line 3. The feeding point depends on the kind of fuel. The length of the combustion line 3 is adjusted to the combustion time of the fuel, not striving for a com-

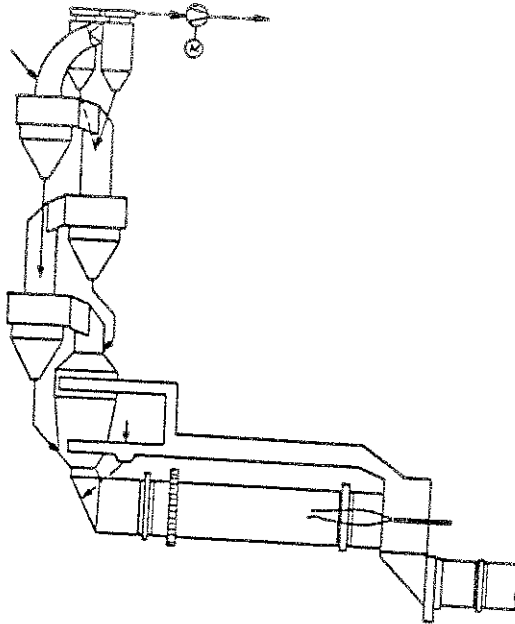


Fig. 20.47. Schematische Darstellung des Vorcalcinerators gemäß dem MB-Verfahren

Fig. 20.47. Schematic presentation of the precalciner according to the MB-process

kein vollständiger Ausbrand angestrebt wird. Bei Einsatz von festem Brennstoff und in Abhängigkeit von der daraus entstehenden Asche kann ein Ascheabzug 5 wahlweise in die Ofeneinlaufkammer und/oder in den Reaktor 1 erfolgen.

Im unteren Bereich des Reaktors 1 werden die Ofengase und die Verbrennungsgase aus der Strecke 3 gemischt und im darüberliegenden Teil des Reaktors mit der Quartärluft aus der Strecke 4 nachverbrannt.

Das Rohmehl 6 wird den Gasen aus dem Reaktor im obersten Teil des Reaktors und/oder in die Verbindungsleitung zwischen Reaktor und Abscheidezyklon zugegeben. Das abgeschiedene Rohmehl fließt über Leitung 7 dem Reaktor zu und wird dem Ofen 9 aufgegeben.

Das beschriebene Verfahren ist durch folgende Merkmale gekennzeichnet:

Es ist bekannt, daß die Calcinationszeit kürzer als die Ausbrandzeit des Vorcalciniertreibstoffes ist. Aus diesem Grunde sind im MB-Verfahren, den thermodynamischen und chemisch/mineralogischen Anforderungen entsprechend, die Calcination und der Ausbrand des Vorcalciniertreibstoffes getrennt. Die Verbrennung erfolgt direkt im Tertiärluftstrom bei hohem O_2 -Partialdruck, was zu kurzen Ausbrandzeiten führt und damit zu kleineren Baugrößen. Da keine Mehlführung in die Verbrennungsstrecke erfolgt, damit kein zusätzliches CO_2 freigesetzt wird,

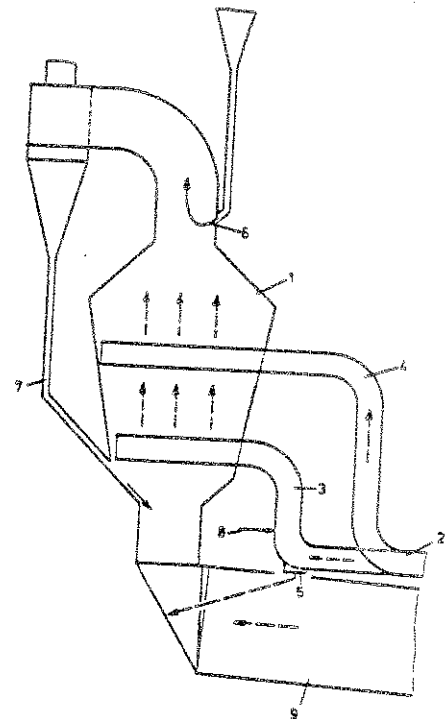


Fig. 20.48. Schematische Darstellung der MB-Vorcalciner-Wirbelkammer

Fig. 20.48. Schematic presentation of the MB-precalciner vortex chamber

plete combustion. When using solid fuel, and depending on the resulting ash, the ash discharge 5 can be optionally led into the kiln inlet compartment, and/or into the vortex shaft 1.

In the lower part of the vortex chamber 1, the kiln gases, and the combustion gases of line 3 are mixed for after-combustion with the quaternary air of duct 4 in the upper part of the vortex chamber or reactor respectively.

The raw mix 6 is added to the hot gases of the reactor in the upper part of the reactor and/or in the connection pipe between reactor and the cyclone separator. Via pipe 7, the separated raw mix flows into the reactor and enters the kiln 9.

The process described shows the following characteristics:

It is known that the calcination time is much shorter than the combustion time of the precalcining fuel. For this reason the MB-process separates calcining and combustion of the precalcining fuel, taking into account the thermodynamical, and chemical as well as mineralogical requirements. The combustion is effected directly in the tertiary air flow at a high O_2 partial pressure, which leads to short combustion times and therefore to smaller construction sizes. As no mix is fed into the combustion line and therefore, no additional CO_2 is set free, the combustion can

kann der Ausbrand ungehindert ablaufen, wobei auf die thermische Induzierung von NO_x Rücksicht genommen werden muß.

Der Unterbindung der NO_x -Bildung wird dadurch Rechnung getragen, daß in der Verbrennungsstrecke der gesamte Vorcalciniertreibstoff unterstöchiometrisch verbrannt und die Bildungstemperatur des NO_x unterschritten wird.

Die anschließende Mischung mit dem Ofenabgas im Wirbelschacht erniedrigt den CO-Partialdruck, so daß bei der im Reaktor durchgeführten Nachverbrennung mittels der Quartärluft eine thermische NO_x -Bildung ebenfalls unterbunden ist (siehe Abschnitt 18.1.9.1.).

Da die Verbrennung nun vollständig abgeschlossen ist, steht im Gasstrom die gesamte Wärmeenergie des Zweitbrennstoffes zur Verfügung, um das Rohmehl zu entsäuern.

Diese Art der Prozeßführung garantiert des weiteren die Überschreitung der Spalt-Temperatur der polychlorierten-Kohlenwasserstoffe, womit der Einsatz von minderwertigen Brennstoffen in der Vorcalciniierung ermöglicht wird.

Aus dem nachfolgenden Zyklonabscheider wird das Rohmehl im unteren Teil des Reaktors im Gegenstrom zu den Ofenabgasen aufgegeben, so daß die im Ofenabgas enthaltenen Alkalihalogenide am Rohmehl abgeschieden werden und somit nicht in den Wärmetauscher gelangen [255a].

20.9.9. Das PASEC Vorcalciniervorverfahren (VOEST-ALPINE AG, Linz, Österreich)

Mit dem Ziel, einen möglichst niedrigen Wärmeverbrauch zu realisieren, entwickelte VOEST-ALPINE AG in Zusammenarbeit mit SKET/ZAB ein neuartiges Vorwärmesystem, das unter dem registrierten Namen PASEC vertrieben wird.

Der Name PASEC charakterisiert die Besonderheit des Systems und steht als Abkürzung für PARallel gas flow, SEriell material flow Calciner. Eine 5stufige Ausführung, die im Werk Mannersdorf/Österreich der Perlmooser AG gebaut wurde, ist seit 1984 in Betrieb.

Das Verfahren

In Fig. 20.49. ist eine 5stufige Wärmetauscheranlage mit Drehofen und Rostkühler dargestellt. Das Ofenabgas wird nach der untersten Stufe 05 mit dem Gas der beiden Calcinatorzyklone gemischt und zweiflutig entlang des Wärmetauschers geführt. Die Regelung der Gasaufteilung erfolgt durch eine Klappe in der Tertiärluftleitung bzw. die Ofengase können im Extremfall auch mittels Schieber nach Zyklon 05 gedrosselt werden.

freely take place, whereby however, the thermal inducement of NO_x has to be considered.

NO_x -formation is avoided by burning the whole precalcining fuel in the combustion line in sub-stoichiometrical conditions, and by keeping the temperature below the formation temperature of NO_x .

The subsequent mixing with the kiln exhaust gas in the shaft with fluidized bed lowers the CO-partial pressure, so that in the after-combustion effected in the reactor by means of the quaternary air, a thermal NO_x -formation is also avoided.

As the combustion is now completed, the whole thermal energy of the secondary fuel is at disposal in the gas flow to calcine the raw mix.

This kind of process furthermore guarantees the exceeding of the cracking-temperature of the polychlorinated hydrocarbons, thus enabling the use of low-quality fuels in precalcining processes.

From the subsequent cyclone separator the raw mix is fed in counterflow to the kiln exhaust gases in the lower part of the reactor, so that the alkali halides contained in the kiln exhaust gas are precipitated on the raw mix and therefore cannot enter the preheater [255a].

20.9.9. PASEC precalciner process (VOEST-ALPINE AG, Linz, Österreich)

With the goal to achieve the possible lowest heat consumption, VOEST-ALPINE AG in cooperation with SKET/ZAB, developed a new style preheater system which is marketed under the registered name PASEC.

The name PASEC characterizes the peculiarity of the system, and is short for PARallel gas flow, SEriell material flow Calciner. A 5-stage version, which was erected in the Mannersdorf plant of the Perlmooser Cement Co., Austria, is in operation since 1984.

The process

Fig. 20.49. shows a 5-stage cyclone preheater with rotary kiln, and grate clinker cooler. After the lowest stage 05, the kiln gas is mixed with the gas of the two calciner cyclones, and is led in two streams along the preheater. The control of the gas steam dividing is performed by a damper in the tertiary air duct, or the kiln gases can also be throttled, in extreme cases, by a slide valve after cyclone 05.

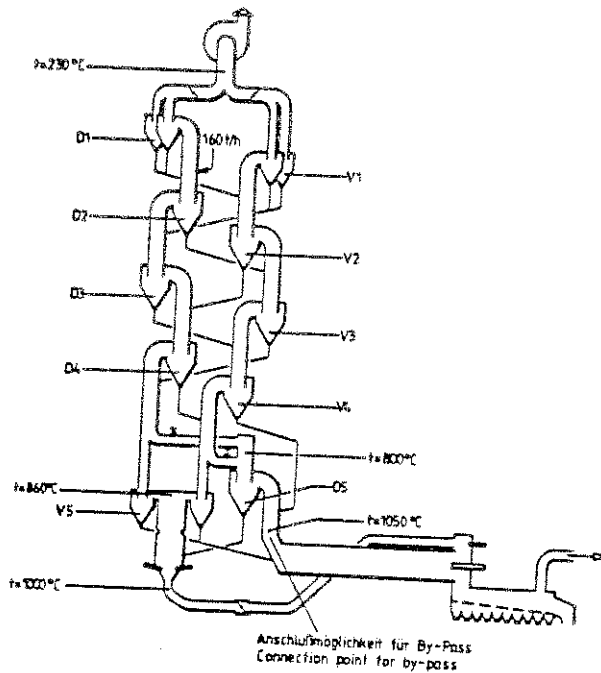


Fig. 20.49. Fließbild des PASEC Vorcalciniersystems —
Betriebsdaten bei 2400 t/d Klinker

Fig. 20.49. Flowsheet of PASEC precalcining system —
Operating data at a capacity of 2400 t/d clinker

Während die Gase die parallel angeordneten Zyklonfluten gleichmäßig durchströmen, wechselt das in der O-Flut aufgegebene Rohmehl die Fluten O und V und wird schließlich nach Abscheidung im Zyklon O5 dem Calcinator aufgegeben. Die vom Ofenkopf abgesaugte Tertiärluft wird dem Calcinator mit ca. 1000 °C als Verbrennungsluft zugeführt.

Neben den bereits bekannten Vorteilen für Vorcalciniieranlagen (geringere Ofenabmessungen, höhere Futterstandzeiten, gleichmäßiger Ofenbetrieb, etc.) erreicht nach Angaben von VOEST-ALPINE AG dieses System gegenüber herkömmlichen Vorcalciniervorfahren aus folgenden Gründen einen um 30 kcal/kg Klinker niedrigeren Wärmeverbrauch:

- Da jeweils nur der halbe Gasstrom mit der gesamten Rohmehlmenge beaufschlagt wird, werden Abgastemperatur- und Abgasverluste erheblich reduziert. Die Erklärung dafür ist, daß das Verhältnis der Wärmekapazitäten Gas zu Rohmehl im Vergleich mit konventionellen Verfahren 1:2 beträgt. Herkömmliche Verfahren arbeiten mit einem Verhältnis von nur 1:1.

Da in jeder Flut und Stufe jeweils das halbe Gas vom gesamten Rohmehl abgekühlt wird, halbiert sich das Wärmekapazitätsverhältnis. Unter Wärmekapazität werden die spezifischen Wärmen der pro kg Klinker benötigten Komponenten Gas und Rohmehl verstanden.

- Durch Aufgabe des gesamten Rohmehls aus Zyklon V4 in den Steigkanal der Stufe O5 wird das Ofengas von ca. 1050 °C unter die Calciniertemperatur auf 800 °C gekühlt.
- Im Vergleich zu herkömmlichen Systemen ist die Mischtemperatur von Ofen- und Calcinatorgas mit 830 °C bedeutend niedriger, wodurch eine Reduktion der Abgasverluste erreicht wird.

While the gases pass evenly through the parallel arranged cyclone towers, the raw mix fed into the O-tower, changes the towers O and V, and is finally — after separation in cyclone O5 — led into the calciner. The tertiary air, which is extracted from the kiln hood, is led to the calciner as combustion air, having a temperature of 1000 °C.

Besides the already known advantages of precalciner arrangements (shorter kiln dimensions, longer refractory life, smooth kiln operation, etc.) this system attains, according to particulars of the VOEST-ALPINE Co., a lower heat consumption of 30 kcal/kg clinker, as compared to traditional precalcining processes, and this because of the following reasons:

- Since actually only one half of the gas stream gets in touch with the total raw mix quantity, exit gas temperatures, and exit gas losses are considerably reduced. The explanation for this is that the ratio of the heat capacities of gas to raw mix as compared to conventional processes is 1:2. Traditional processes work with a ratio of only 1:1.

Since in each tower and stage, actually the half volume of gas is being cooled by the total raw mix, the heat capacity ratio is cut in halves. The heat capacities comprise the specific heat of the components of gas and raw mix needed per kg clinker.

- By feeding the total raw mix from cyclone V4 into the riser of stage O5, the kiln gas of approximately 1050 °C is being cooled below the calciner temperature of 800 °C.
- Compared to traditional systems, the mix temperature of kiln and calciner gas of 830 °C is considerably lower, which results in a reduction of exit gas losses.

- Die getrennte Führung der Ofengase in die Stufe 05 und die Vermischung mit dem Abgas aus dem Calcinator schaffen einerseits optimale Calcinierebedingungen im Calcinator, der nur mit Tertiärluft beaufschlagt wird, andererseits werden die mit Schadstoffen (Alkali, Chlor) belasteten Ofengase nicht durch den Calcinator geführt, sondern getrennt unter den kritischen Temperaturbereich abgekühlt und anschließend durch die schadstoffarmen Calcinatorabgase verdünnt.

Das 5stufige PASEC-System wird mit einem Wärmeverbrauch von 700 kcal/kg Klinker bei 230 °C Abgastemperatur betrieben. Die 4stufige Ausführung erreicht bei 280 °C Abgastemperatur 725 kcal/kg Klinker. Wegen der beschriebenen, getrennten Gasführung eignet sich das System besonders auch für ein Konzept mit By-Pass, mit dem schadstoffhaltige Ofengase effizient abgesaugt werden können.

- The separate conveying of the kiln gases into the stage 05, and mixing with the exit gas from the calciner create on the one hand optimum calcining conditions in the calciner, which is fed only with tertiary air. On the other hand kiln exit gases containing noxious matter (alkali, chlorine) are not led through the calciner, but separately cooled below the critical temperature range, and then diluted by calciner exit gases, which are low in noxious matter.

The 5-stage PASEC-system is operated with a heat consumption of 700 kcal/kg at an exit gas temperature of 230 °C. The 4-stage version with an exit gas temperature of 280 °C needs 725 kcal/kg clinker. Because of the described separate conveying of gases, this system qualifies especially for a conception with bypass, with the help of which kiln exit gases containing noxious matter, can be efficiently removed by suction.

Betriebsergebnisse

Im Werk Mannersdorf der Perlmooser Zementwerke AG/Osterreich wurde eine 5stufige Vorcalciniereinlage mit einem 4 × 60 m Drehofen und Rostkühler im August 1984 in Betrieb genommen. Als erste Betriebsergebnisse liegen folgende Werte vor:

PASEC, 5stufig,	
Nennleistung:	2200 t/d
Leistung:	2442 t/d
Klinker:	
KST _{II}	97
	(s. S. 16 in diesem Buch)
SM	2.2
TM	1.7
Abgastemperatur:	230 °C
Abgasmenge:	1.185 nm ³ /kg Klinker
Brennstoff:	Kohle

Wärmebilanz

Wärmeeinnahmen	Kcal/kg
Verbrennungswärme der Kohle	692.4
Fühlbare Wärme für Kohle und Primärluft	1.8
Fühlbare Wärme für Rohmehl	12.7
Fühlbare Wärme für Kühl- und Falschluf	0.02 (nicht eingerechnet)
Summe	706.9

Operating results

In the Mannersdorf plant of the Perlmooser Cement Co./Austria, a 5-stage precalciner arrangement, a 4 × 60 m rotary kiln, and a grate cooler was commissioned in August 1984. As first operating results, the following data are presented:

PASEC, 5-stage,	
rated production	2200 t/d
actual production	2442 t/d
clinker:	
lime standard II	97
	(see p. 16 of this book)
silica ratio	2.2
alumina ratio	1.7
exit gas temp.	230 °C
exit gas volume	1.185 m ³ /kg clinker
fuel	coal

Heat balance

Heat intake	kcal/kg
Combustion heat of coal	692.4
Sensible heat of coal and primary air	1.8
Sensible heat of raw mix	12.7
Sensible heat of cooling air and of false air	0.02 (neglected)
Total	706.9

Wärmeausgaben	kcal/kg
Theoretischer Wärmeverbrauch zum Klinkerbrennen	428.0
Kühlerverluste	131.0
Abgasverluste	94.4
Wandwärmeverluste	50.7
Haftwasser- verdampfen	2.8
Summe	706.9

Heat expenses	kcal/kg
Theoretical heat consumption for clinker burning	428.0
Cooler losses	131.0
Exit gas losses	94.4
Heat losses through walls	50.7
Evaporation of retained moisture	2.8
Total	706.9

Calcinator

Der Calcinator ist von seiner Geometrie her ein stehender Zylinder mit einer Verengung auf halber Höhe, an dem unten ein Konus mit tangentialem Tertiärlufteintritt anschließt. 1 Rohmehlaufgabe und 2 Brenner sind im konischen Teil angeordnet.

Charakteristisch für diese Ausführung ist die einfache Gestaltung, wobei die wesentliche Funktion, nämlich die flammenlose Verbrennung des Rohmehl-Brennstoffgemisches, gewährleistet ist.

Der tangentielle Tertiärlufteintritt und die knapp darüberliegende Brennstoff- und Rohmehlaufuhr ermöglichen eine intensive Durchmischung von Brennstoff und Mehl bereits bei Calcinierebeginn.

Das mit 800 °C ankommende Rohmehl nimmt die vom Brennstoff freiwerdende Wärme direkt auf und wird bei 860 °C in CO₂-armer Atmosphäre flammenlos entsäuert.

Durch die darüberliegende Verengung wird eine nochmalige Durchmischung erreicht, die ein gleichmäßiges Ausbrandverhalten ohne örtliche Überhitzung sicherstellt.

Kontrolliert wird das Ausbrandverhalten durch eine Analysensonde in den Zyklonen V5. Der CO₂-Wert ist praktisch null.

Der Ausgleich verschieden schwer brennbarer Mehle und der Brennstoffschwankungen erfolgt durch einen Regler, der die Calcinatortemperatur konstant auf 860 °C hält.

Anfahren

Ausgehend von der Tatsache, daß über das Anfahren derartiger Anlagen wenig bekannt ist, wird dieser Punkt am Beispiel dieses neuartigen Systems behandelt.

Der Aufheizvorgang beginnt mit dem Zünden eines Hilfsbrenners in der Tertiärluftleitung. Nach ca. 5 bis 7 Stunden wird der Drehofenbrenner gezündet.

Mit beiden Brennern wird nun das gesamte System aufgeheizt, wobei der Zug so gering eingestellt wird, daß sich die Wärme im Drehofen und im unteren Bereich des Wärmetauschers hält.

Ca. 15 bis 17 Stunden nach Zünden des Drehofenbrenners sind die Zieltemperaturen erreicht, nämlich ca. 1000 °C am Ofeneinlauf und ca. 800 °C in der Zyklonstufe 5, und die Anlage ist bereit zur Mehlaufgabe.

Precalciner

From a geometrical point of view the precalciner is a vertical cylinder with a tight orifice at half height. The lower part consists of a cone with a tangential inlet of tertiary air. 1 raw meal feed and 2 burners are installed in the area of the conical part.

Simplicity is characteristic of the design of the precalciner and grants performance of the essential function, namely the flameless combustion of raw meal and fuel mix.

The tangential air inlet and the feeds for raw meal and fuel installed just above provide an intensive mix of fuel and raw meal right from the beginning of the calcining process.

The enthalpy liberated from the fuel is absorbed by the oncoming raw meal of 800 degree (°C) directly and performs a flameless calcination at 860 degree (°C) in an atmosphere poor in CO₂-gas.

The orifice in the middle of the calciner effects a second mix with the result that fuel burns out homogeneously and that local superheating is avoided.

Burning out of fuel is controlled by an analyser taking samples from the cyclones V5. In practice the CO₂-concentration is zero.

In order to compensate the variations of the raw meal and fuel a governor keeps the calcining temperature at 860 degree (°C).

Start up

Due to the fact that almost nothing is known about start up of this type of plant the following paragraph deals with it taking this brand new system as an example.

The heating up process begins with the ignition of the auxiliary burner which is installed in the tertiary air duct. After 5 to 7 hours the ignition of the kiln burner follows.

Now are two burners in operation to heat up the system. The draught is adjusted in a way to enable the heat to be kept in the kiln and lower part of the preheater.

After 15 to 17 hours from the ignition of the kiln burner the target temperatures are reached, namely approx. 1000 degree (°C) at kiln inlet and approx. 800 degree (°C) at cyclones of stage 5. The system now is ready to be fed with raw meal.

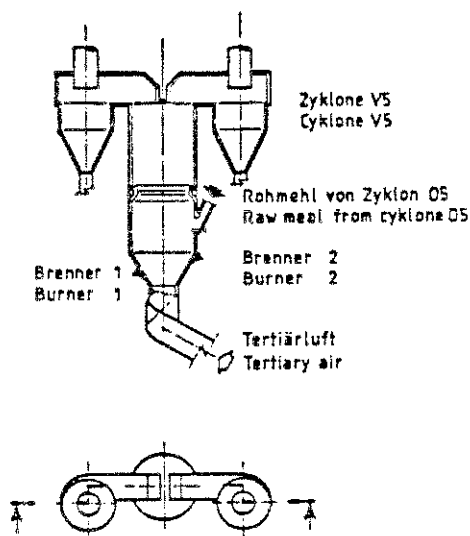


Fig. 20.50. Calcinator des PASEC-Vorcalciniersystems

Fig. 20.50. Precalciner of the PASEC-precalfining system

Gastransport und alle Brenner werden schlagartig auf Nennleistung hochgefahren, der Ofen auf Drehzahl gebracht und ca. 50 % der Rohmehlmenge aufgegeben.

Die Rohmehlsteigerung auf Nennleistung geschieht innerhalb von 3 Stunden.

Der ankommende Klinker heizt die Sekundär- und Tertiärluft auf, so daß nach Erreichen der Temperatur der Hilfsbrenner abgestellt und ausgebaut werden kann.

Nach Erreichen einer Sekundär-/Tertiärlufttemperatur von ca. 1000 °C wird das System stabil, und das Brennstoffverhältnis Calcinatorbrenner zu Drehofenbrenner pendelt sich bei 51 zu 49 ein.

Alle Daten, den PASEC-Vorcalciniere betreffend, sind von der VOEST-ALPINE AG, Linz, Österreich.

20.9.10. Der DD-Prozeß

Der Doppel-Verbrennungs- und Denitrierungs-ofen (DD) wurde von der Nikon Cement Co., Ltd., in Zusammenarbeit mit der Kobe Steel Ltd., Tokio, Japan, entwickelt. Die letztere baute sowohl den DD-Ofen als auch den dazugehörigen Schwebegas-Wärmetauscher.

Fig. 20.51. zeigt das Schema eines 3600 t/d DD-Prozeß-ofens. Gemäß den spezifischen Funktionen wird der DD-Ofen in vier Zonen aufgeteilt.

1. Reduktionszone (Zone I). Dies ist ein umgekehrt kegelförmiger Teil der unteren Wandung des DD-Ofens, dessen Hauptfunktion darin besteht, das NO_x im Drehofenabgas zu reduzieren. Mehrere NO_x -Reduktionsbrenner sind an der Seitenwand der Zone I angebracht. Die Heizgase zusammen mit dem Rohmehl sind hier um das NO_x zu reduzieren, mit dem Ziel, dieses in harmloses N_2 zu konvertieren.

After nominal capacities of preheater fan, all burners and kiln drive are switched on raw meal feed starts at 50 %.

Increase of raw meal and production up to nominal capacity is made within 3 hours.

The auxiliary burner is switched off and dismantled after the secondary and tertiary air has been heated up by the oncoming clinker.

The system becomes stabil after the secondary and tertiary air has reached a temperature of approx. 1000 degree (°C) and adapts itself to a fuel ratio of 51 % precalciner to 49 % kiln.

All data concerning the PASEC-precalfiner are from VOEST-ALPINE Co., Linz, Austria.

20.9.10. The DD process

The Dual Combustion and Denitration Furnace (DD) was developed by Nikon Cement Co., Ltd., in cooperation with Kobe Steel, Ltd., Tokyo, Japan, who manufactured the DD furnace as well as the suspension preheater.

Fig. 20.51. shows a schematic diagram of a 3600 t/d DD process furnace. The DD furnace is divided into the following four zones, according to their specific functions.

1. Reducing zone (Zone I). This is the inverse conically shaped part of the lower side of the DD furnace whose main function is to reduce NO_x in the kiln exit gas. Several denitration burners are provided along the walls of Zone I. The DD furnace gases together with the raw mix serve to reduce NO_x , with the aim to convert it into harmless N_2 .

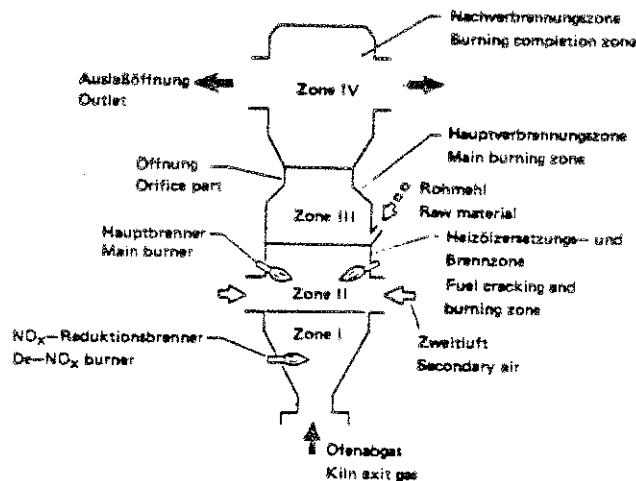


Fig. 20.51. DD-Vorcalcinator mit vier funktionellen Zonen

Fig. 20.51. DD precalciner with four functional zones

2. Brennstoffspaltung- und Verbrennungszone (Zone II). Dies ist der zylindrische Teil des DD-Ofens, dessen Funktion darin besteht, das in diese Zone eingespritzte Heizöl zu verdampfen, spalten und teilweise zu verbrennen.
3. Hauptverbrennungszone (Zone III). Dies ist der zentrale Teil des DD-Ofens, dessen Funktion darin besteht, das Heizöl zu verbrennen und die entwickelte Wärme auf das Rohmehl zu übertragen.
4. Nachverbrennungszone (Zone IV). Dies ist der obere zylindrische Teil des DD-Ofens, dessen Aufgabe es ist, das restliche Heizöl zu verbrennen und die Calciniierung des Rohmehles zu beschleunigen.

Weil mehr als 60 % des gesamten Brennstoffes dem Vorcalcinator zugeführt wird, wo er mit niedriger Temperatur — die der Calciniierungstemperatur des Rohmehles gleichkommt — verbrennt, ist der NO_x -Anteil im Abgas des DD-Ofens stark reduziert. Der Gehalt an NO_x im Abgas des 4. Zyklons wird nach Umrechnung auf 10 % O_2 mit 100 ppm angegeben, was weit unterhalb der japanischen Normen zur Reinhaltung der Luft liegt [259n].

20.9.11. Das Buss-Convex-Calciniervverfahren

Dieses Calciniierungssystem ist als Alternative zur bekannten Zyklonvorwärm- bzw. Zyklonvorcalciniierungstechnik zu verstehen. Hier werden für den Stoff- und Wärmeaustausch Drallströmungskammern eingesetzt, in denen das Brenngut zusammen mit Rauchgasen strahlenförmig rotiert.

Während der Rotation gleichen sich Guts- und Gas-temperaturen weitgehend an, so daß für die Erzielung niedriger Abgastemperaturen in der Regel nur zwei oder drei Convex-Kammern eingesetzt werden müssen. Die prinzipielle Funktionsweise von Convex-Brennkammern ist in Fig. 20.52 dargestellt.

2. Fuel cracking and burning zone (Zone II). This is the cylindrical part of the DD furnace, whose function is to vaporize, crack, and partially burn the fuel oil injected into this zone.
3. Main burning zone (Zone III). This is the central part of the DD furnace whose main function is to burn the fuel and to transfer the generated heat to the raw mix.
4. Burning completion zone (Zone IV). This is the top cylindrical part of the DD furnace whose main function is to burn the remaining fuel, and to accelerate calcination of the raw mix.

Because more than 60 % of the total fuel is supplied by the precalciner where it burns with a low temperature equal to that of the calcining temperature of the raw mix, the NO_x volume of the exhaust gas of the DD furnace is considerably reduced. The NO_x content in the exit gas of the 4th cyclone is quoted as 100 ppm (conversion value to 10 % O_2). This is low enough to meet the Japanese governmental regulation standard for air quality [259n].

20.9.11. The Buss-Convex-Calcination process

This system can be regarded as an alternative to the commonly known flash tube/cyclone system for preheating and calcining particulate solids. Heat and mass transfer takes place in vortex chambers — the so-called Convex units — where solids are rotating in form of fluidized particle rings in a centrifugal field created by the hot gas.

Due to the considerably higher product-to-air ratio in the vortex — compared to a pneumatic tube calciner — which results in a corresponding higher particle residence time the product temperature at the Convex outlet is normally close to the gas temperature. Thus relatively low exhaust gas temperatures can be achieved by a combination of some two to three Convex units. The principal operating feature of Convex calciners is shown in Fig. 20.52.

Es werden hier die Partikel des zu calcinierenden Gutes in ein Strömungsmedium, meist Rauchgas, eingebracht. Die in der Convex-Kammer stattfindende Rotationsströmung, hervorgerufen durch eine mit hoher Geschwindigkeit tangential in die Kammer erfolgende Zuführung des Strömungsmittels, führt zu einem Partikel-Geschwindigkeitsfeld mit unterschiedlichen Umfangskomponenten.

Der Feststoff wird praktisch augenblicklich durch die Zentrifugalwirkung als Produktsträhne an der Wand abgeschieden, wo er als Produktring rotiert.

In the Convex the mixture of suspended solids and hot gas enters the cylindrical chamber tangentially at high velocity. Here all particles above a critical size are instantaneously separated out by centrifugal forces.

The particles form a rotating ring of solids with a velocity clearly different from the gas velocity.

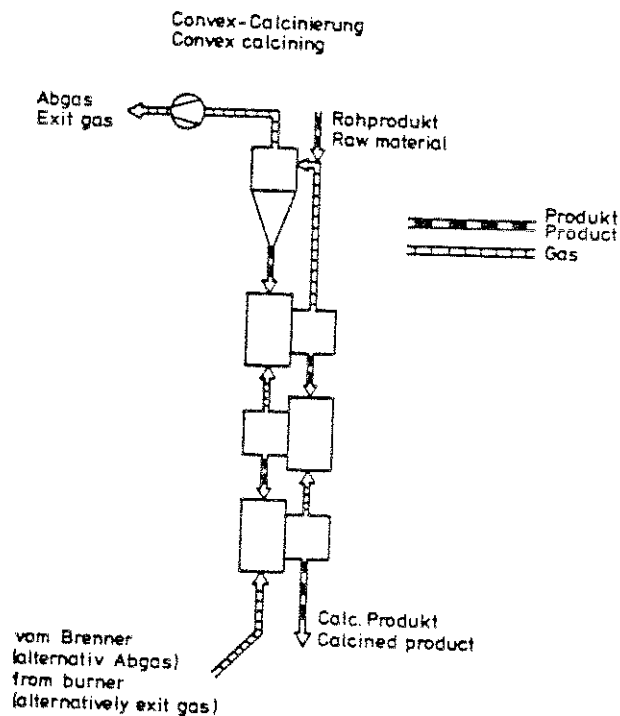


Fig. 20.52. Convex Calcinierung

Fig. 20.52. Convex calcining

Feine und leichte Partikel gehen sehr rasch mit dem Rauchgas als Trägermedium durch die Kammer, während große und schwere Partikel längere Zeit im peripheren Produktring verbleiben, bis sie von kontinuierlich nachströmenden Feststoffen nach innen verdrängt werden. Die Verweilzeit grober Partikel in einer Convex-Kammer übertrifft die Verweilzeit feiner Partikel um ein Vielfaches. So ist es möglich, Materialien mit breitem Korngrößenspektrum auf eine einheitliche Calcinierungstemperatur zu bringen.

Das Verhältnis Feststoffdurchsatz/Gasdurchsatz, die sog. Beladung, ausgedrückt in kg Feststoff pro kg Gas, hat wie die Partikelgrößenverteilung maßgebenden Einfluß auf die Verweilzeit des Gutes in der Kammer. Pro Kammer sind z. B. bei einer Körnung bis zu 2 mm und einer Beladung von 0.3 kg Feststoff/kg Heißgas Verweilzeiten von 10 bis 30 Sekunden zu erwarten.

Small and light particles pass the unit together with the gas rather quickly, while coarse particles are rotating considerably longer in the unit due to the classifying effect of the Convex. They leave the chamber together with the gas through a central outlet as they are displaced by the newly entering material. The residence time of coarse particles in Convex units is many times longer than that of fines. This effect allows to achieve a uniform product temperature widely independent of the particle size.

Parameters like the product-to-gas ratio — defined as kg solids per kg gas — as well as the particle size and the geometrical size of the Convex unit have an important influence on solids residence time in the unit. Depending on the diameter of the chamber one may expect — for example — 10 to 30 seconds residence time per Convex unit at particle sizes up to 2 mm and product — to — air ratios of approx 0.3 kg/kg.

Durch Hintereinanderschaltung mehrerer Convex-Kammern werden die Verweilzeiten auf einfache Weise vervielfacht. In der Praxis hat sich gezeigt, daß z.B. fünf Kammern aneinander gereiht werden können, was zu einer Gesamtverweilzeit von ca. 2 bis 3 Minuten führt.

Die Bauweise der Convex-Kammern ermöglicht problemlos das Auskleiden mit feuerfestem und verschleißbeständigem Material. Zur Calcinierung können sowohl Rauchgase ab kohle-, öl- oder gasgefeuerten Brennern als auch Abgase aus Dreh- oder Schachtofen, die zum Teil auch staubbeladen sind, Verwendung finden.

Eine für Calcinierungsprozesse typische Schaltung von Convex-Kammern ist in Fig. 20.53. dargestellt. Diese Schaltung kommt bevorzugt zum Einsatz, wenn in einstufiger Quasi-Gegenstromfahrweise eine weitgehende Annäherung von Guts- und Gastemperatur erreicht werden soll. Durch die im Vergleich zu Zyklonen erheblich längere Verweilzeit des Brennguts in den Kammern werden die Abgastemperaturen bis in den Bereich von 100 °C bis 200 °C abgesenkt. Neben einer sehr wirtschaftlichen Fahrweise bei Vorwärm- oder Vorcalcinierungsprozessen ergibt sich — wie bei anderen Vorcalcinatoren — eine Reduzierung der Dimensionen nachgeschalteter Ofen.

Die wesentliche Charakteristik der Convex-Kammern gegenüber Zyklonen liegt neben der besseren Wärmeausnutzung des Gases in der Baugröße. Die bei Einsatz von Zyklonvorwärm- oder Vorcalcinierungsstufen oft notwendigen turmartigen Gebäude können weitgehend vermieden werden, da z. B. eine Convex-Kammer mit einem Gasdurchsatz von 100.000 m³/h nur ca. 2 m Durchmesser aufweist. Sinnvoll ist in jedem Fall die Anordnung der Convex-Kammern in Fließrichtung des zu erheizenden Produktes unter Nutzung der Schwerkraft, nicht jedoch Bedingung. Es sind auch Anlagen in Betrieb mit horizontaler Anordnung der Brennkammern.

By installing several units in line longer residence times can be achieved easily. Thus in practical operation a set-up of 5 units for example allows to achieve 2 to 3 minutes mean particle residence time.

The simple design of the Convex units makes it easy to protect them against high temperature and/or wear by lining the internal surfaces. For preheating or calcination purposes combustion gases from coal-, fuel- or gas-fired burners or exhaust gases from rotary and other types of kilns are used.

A typical flow-sheet of Convex units used for calcination processes is shown in Fig. 20.53. This plant arrangement — in principle a one-stage multiple unit pseudo-counter-current flow set-up — is preferably applied, if at low exhaust gas temperatures high final product temperatures should be achieved. As the product residence time in each unit is remarkably longer than in a cyclone the exhaust gas temperature can be reduced — depending on the initial product characteristics — to 100 to 200 °C. This results in a good thermal efficiency for preheating and precalcining processes and allows to reduce the size of the subsequent kiln.

One of the essential advantages of Convex heat exchangers compared to cyclones — beside of a somewhat higher heat economy — is the reduced space requirement of preheating installations due to the compact lay-out of Convex units. Large buildings or steel structures mostly needed for cyclone/flash tube systems can thus be avoided. A Convex unit for 100.000 m³/h gas throughput for example only needs approx. 2 m diameter by about the same width. The lay-out of a multiple unit plant normally uses gravity for the product transport from inlet to outlet and a corresponding arrangement of the vortex chambers. This however is not a necessary condition for proper operation as many Convex plants are on stream where the units are installed in a horizontal set-up.

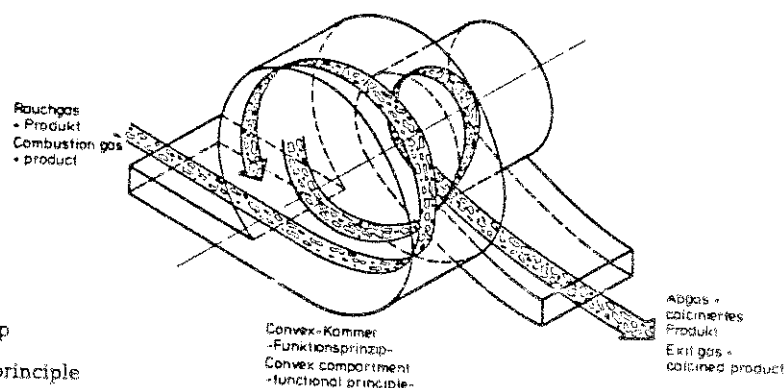


Fig. 20.53. Convex-Kammer — Funktionsprinzip

Fig. 20.53. Convex-compartment — functional principle

20.9.12. Weitere Vorcalcinierungsverfahren

Es gibt noch eine Reihe weiterer Vorcalcinierungsverfahren, von denen auch einige mit Denitrifikation oder besser gesagt mit der Reduktion von Stickstoff-

20.9.12. Additional precalcining processes

There exist a row of other precalcining processes, some of which are also connected with denitrification or in other words with the reduction of nitrogen

oxiden in den Abgasen zu ungiftigem Stickstoff (N_2) verbunden sind. Diese Verfahren beruhen im Grunde genommen auf demselben Prinzip, wobei sich nur die konstruktiven Ausführungen der Calcinatoren voneinander unterscheiden. Im folgenden sind die Konstruktionen einiger Calcinatoren schematisch dargestellt, aus denen der Prozeßverlauf zu ersehen ist, wobei sich eine Beschreibung erübrigt.

Das GG-Verfahren

Das GG-Vorcalcinierungsverfahren, das mit einer Reduktion des NO_x -Gehaltes in den Abgasen verbunden ist, ist eine Entwicklung der japanischen Firma Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. Nach Angaben des Herstellers kann der NO_x -Gehalt in den Abgasen bis unter 100 ppm (umgerechnet auf 10 % O_2) herabgesetzt werden, was gemäß den japanischen Normen eine sehr niedrige Zahl darstellt. Fig. 20.54. zeigt das Schema eines GG-Vorcalcinator.

Das Akronym dieses Verfahrens (GG) wurde aus der Bezeichnung Reduction Gas Generator gebildet.

Das SCS-Verfahren

Die Bezeichnung SCS-Verfahren wurde von den Anfangsbuchstaben „Sumitomo Cross Suspension

oxides to non-toxic nitrogen (N_2) in the exit gases. These processes are actually based on the same principle, whereby only the structural systems of the precalciners differ among themselves. In the following the design features of some precalciners are schematically shown, from which the process flow can be seen, and therefore, a description seems not to be necessary.

The GG process

The GG precalcining process which works in conjunction with a reduction arrangement of the NO_x content in the exit gases, is a development of the Mitsubishi Heavy Industries Co., Japan. According to the manufacturer, the NO_x content in the exit gas can be reduced to below 100 ppm (conversion value to 10 % O_2), which in comparison to Japanese standards is a very low figure. Fig. 20.54. shows the scheme of a precalciner.

The acronym of this process (GG) was formed from the designation Reduction Gas Generator.

The SCS process

The designation of the SCS process was formed from the initial letters of "Sumitomo Cross Suspension Pre-

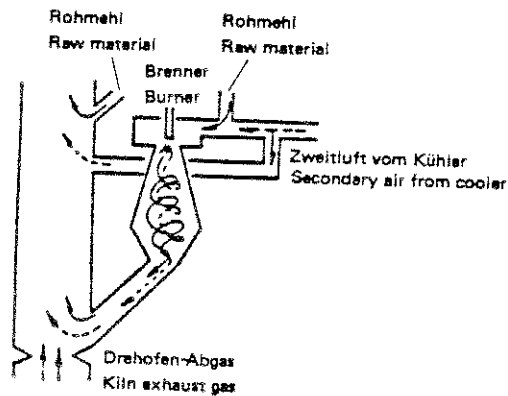


Fig. 20.54. Schema des GG-Vorcalcinator

Fig. 20.54. Schematic flow chart of the GG precalciner

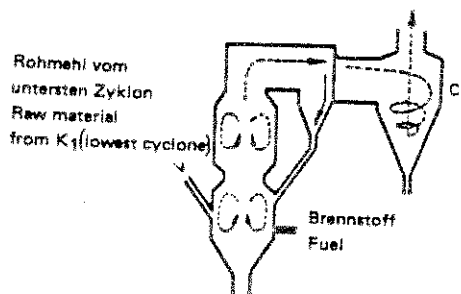


Fig. 20.55. Schematischer Prozeßverlauf im SCS-Vorcalcinator

Fig. 20.55. Schematic process flow of the SCS precalciner

Preheater and Spouted Furnace" gebildet. Dieses Verfahren wurde von der Sumitomo Cement Co., Ltd., Japan, entwickelt. Fig. 20.55. zeigt die schematische Anordnung des SCS-Vorcalcinator.

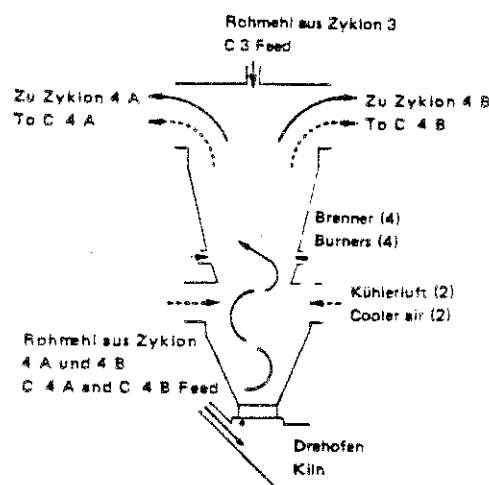
heater and Spouted Furnace". This process was developed by the Sumitomo Cement Co., Ltd., Japan. Fig. 20.55. shows the schematic arrangement of the SCS precalciner.

Der Wärmeverbrauch des SCS-Vorcalcinator mit 5stufigen Vertikal- und Horizontalzyklonen wird mit 690–700 kcal/kg Klinker angegeben, bei einer Abgastemperatur von 255–260 °C und bei einem Gesamtdruckverlust von 500 mm WS gemessen vor dem WT-Gebläse.

Das BKM-Verfahren

Der BKM-Vorcalcinator ist eine Entwicklung der Firma Babcock-Krauss-Maffei, BRD. Dieser Vorcalcinator ist für hohe Leistungen ausgelegt und ist daher nur in doppelsträngige Wärmetauscher einzubauen.

Fig. 20.56. stellt das Schema eines BKM-Vorcalcinator dar sowie die Gas- und Materialwege [259o].



The heat consumption of the SCS precalciner working in conjunction with a five stage vertical and horizontal cyclones preheater is quoted to be 690–700 kcal/kg clinker, at an exit gas temperature of 255–260 °C, and at a total pressure loss of 500 mm WG at the inlet of the ID-fan.

The BKM process

The BKM precalciner is a development of the Babcock-Krauss-Maffei Co., West Germany. This precalciner is designed for high throughputs, and can only be used in twin suspension preheaters.

Fig. 20.56. shows the schematic arrangement of a BKM precalciner, as well as the gas and material flow [259o].

Fig. 20.56. Schema des BKM-Vorcalcinator

Fig. 20.56. Outline of the BKM precalciner

Luftkanonen im Wärmetauscher gegen Ansatzbildung

(VSR Engineering GmbH, D-4330 Mülheim-Ruhr)

Ansatzbildung im Wärmetauscher kann vermieden oder niedrig gehalten werden durch konstruktive Auslegung der Systeme, die Betriebsweise und die Rohmaterialzusammensetzung. Da diese Maßnahmen alle mit erheblichen Kosten verbunden sind, wurden Ansätze bisher im wesentlichen mit Stangen, Luftlanzen oder durch Hochdruckwasserpistolen entfernt.

Seit 1980 werden Luftkanonen für die Vermeidung der Ansatzbildung eingesetzt. Luftkanonen sind Druckbehälter mit ein- oder angebaute, vorgesteuertem Entlüftungsventil, das die gespeicherte Druckluft (6–10 bar) als Luftstoß mit Schallgeschwindigkeit freigibt.

In oder auf der Ausmauerung sitzt eine hochtemperaturfeste Düse, die den Luftstoß auffächert und parallel über die abzureinigende Fläche oder gegen diese leitet (Fig. 20.57). Das sich aufgrund von Turbulenz und in Zonen nicht ausreichender Strömungsgeschwindigkeit abgesetzte Rohmehl mit teilgeschmolzenen Alkalien wird durch den scharfen, gefächerten

Air cannons in heat exchangers against material build-up

(VSR Engineering Co., D-4330 Mülheim-Ruhr, W-Germany)

Formation of build-up in heat exchangers can be prevented or kept low by the structural design of the systems, the way of operation and the raw material composition. As all of these measures involve considerable costs, up to now build-ups were mostly removed with rods, air lances or by high-pressure water guns.

Since 1980, air cannons are being used for preventing the formation of material build-up. Air cannons are pressure vessels with a built-in or built-on, precontrolled quick exhaust valve which releases the stored compressed air of 6–10 bar as an air blast with sonic speed.

In or on the surface of the refractory high-temperature-resistant nozzles are located, which divide the air blast and guide it parallel over or against the area to be cleaned (Fig. 20.57). The raw mix with partly melted alkalies which settles due to turbulences and in zones of insufficient flow rate, is again returned to the gas flow by the sharp, streamlined air jets before

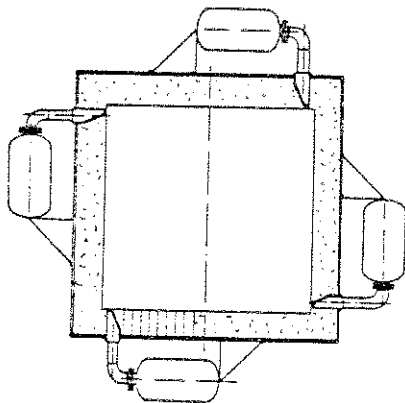


Fig. 20.57. Hochtemperaturbeständige Luftdüsen in feuerfesten Ausmauerungen

Fig. 20.57. High temperature resistant air nozzles located in refractory linings

Luftstrahl wieder dem Gasstrom zugeführt, ehe es sich infolge Wärmeabgabe durch die Ofenwand verfestigt und aushärtet. Die Ansatzbildung wird also nicht beseitigt, sondern bildet sich in der Regel erst gar nicht, wenn häufig genug abgeblasen wird. Meistens wird alle 10–15 min, häufig aber auch nur stündlich oder 1–2mal pro Schicht abgeblasen.

Die abgereinigte Fläche beträgt etwa 2–6 m², so daß sich je nach Problemstellung in den einzelnen Ofenzonen, wie in Fig. 20.58. dargestellt, folgende Ausblasdüsenzahlen ergeben.

Bei geeigneter Anordnung der Luftkanonen und Wahl der ständig weiterentwickelten hochtemperaturfesten Ausblasdüsen bestehen keine Temperatur- und Materialprobleme. Durch eine zentrale Druckluftversorgung und sequentielle Ansteuerung der Geräte über zentral angeordnete Magnetventilschränke wird die Anlage vollkommen automatisch gesteuert. Der Luftverbrauch beträgt — nach Angaben des Herstellers — bei einer mittleren Anlage von 30 Luftkanonen mit je 50 l Speichervolumen bei 8 bar Betriebsüberdruck und einem 15 min Abblaszyklus ca. 2 Nm³/min und kann bei der Ofenwärmebilanz vernachlässigt werden.

Der Hersteller behauptet, daß abgesehen von den eingesparten Personalkosten und der vermiedenen gesundheitlichen Belastung bis zu 5 % Betriebskosteneinsparungen bzw. Leistungssteigerungen erzielt werden.

Luftkanonen sind auch zur Beseitigung der Pilzbildung im Klinkerkühlereinflaß und der Ansatzringe im Drehofen einsetzbar [259 p bis r].

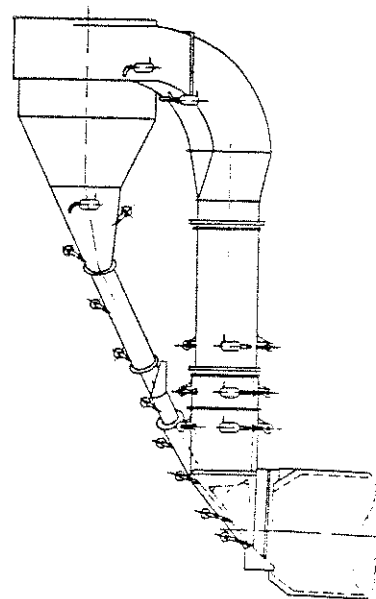


Fig. 20.58. Ausblasdüsen von der WT-Übergangszone zum Drehofen

Fig. 20.58. Air blow nozzles located at the transition zone from the heat exchanger to the rotary kiln

it consolidates and hardens because of heat transfer through the refractory. Thus, build-ups are actually not removed but do not occur at all if the blasts are repeated frequently enough. In most cases, a frequency of every 10 to 15 minutes, but often also only hourly or once or twice per shift is used.

The cleaned area ranges between 2–6 m², so that, according to the problem to be solved in the individual kiln zone, the following blow nozzle numbers may be applied (see Fig. 20.58).

With proper arrangement of the air cannons and selection of the constantly further developed high-temperature-resistant blow nozzles, there exist no temperature and material problems. Through central compressed-air supply and sequential actuating of the units via centrally arranged cases with solenoid valves, the control of the system is fully automatic. According to the manufacturer, the air consumption of a medium-sized system of 30 air cannons with 50 l storage volume at 8 bar operational overpressure and a blow cycle of 15 minutes comes to approx. 2 Nm³/min, which can be neglected when making a kiln heat calculation.

Apart from the personnel costs saved and the health hazards avoided, operations cost savings, i.e. increases in efficiency of up to 5% are achieved, says the manufacturer.

Air cannons are also applicable for the removal of mushrooming ("snowman") in the grate clinker cooler inlet and the ring formation in rotary kilns [259 p to r]

21. Klinkerkühlung

Die Kühlung des Klinkers beeinflusst dessen Struktur, die mineralogische Zusammensetzung sowie die Mahlbarkeit und somit die Eigenschaften des daraus erzeugten Zementes.

Die Klinkerkühlung ist notwendig, weil:

- a. glühender Klinker nicht gut transportierbar ist;
- b. heißer Klinker die Vermahlung zu Zement ungünstig beeinflusst.
- c. der verwertete Wärmeinhalt des heißen Klinkers von etwa 200 kcal/kg Klinker die Produktionskosten senkt;
- d. ein geeigneter Kühlprozeß die Zementeigenschaften verbessert.

21.1. Geschwindigkeit der Klinkerkühlung

Die Geschwindigkeit der Klinkerkühlung beeinflusst das Verhältnis zwischen dem Gehalt an Kristall- und Glasphase im Klinker. Bei langsamer Kühlung erfolgt Kristallbildung fast aller Klinkerkomponenten, während schnelle Kühlung die Kristallbildung hemmt und dabei ein Teil der Schmelze in glasiger Form erstarrt. Schnelle Kühlung verhindert zudem das Wachsen der Kristalle. Der Anteil der Schmelzphase in Klinkern aus Drehöfen beträgt etwa 20–25 %.

Schnelle Klinkerkühlung hat einen besonderen Einfluß auf das Verhalten des Magnesiumoxyds und somit auf die Raumbeständigkeit des aus dem Klinker hergestellten Zementes. Je schneller die Klinkerkühlung, desto kleiner sind die Periklaskristalle (Magnesiumoxid), die sich aus der Schmelze bilden.

21.2. Raumbeständigkeit und Klinkerkühlung

Die Raumbeständigkeit des erhärtenden Portlandzementes hängt von der Größe der Periklaskristalle ab. Die Hydratation größerer Periklaskristalle, die gleichzeitig mit einer Volumenzunahme verbunden ist, verläuft langsamer als die der klinkerbildenden Mineralien; dies beeinträchtigt die Raumbeständigkeit des erhärtenden Zementes. Die maximale Größe der Periklaskristalle, die den Zement kaum schädlich beeinflussen, liegt bei etwa 5–8 µm. Periklaskristalle können bei langsamer Klinkerkühlung eine Größe von etwa 60 µm erreichen. Es wurde festgestellt, daß ein Gehalt von 4 % an Periklaskristallen der Größe bis zu 5 µm im Zement in der Autoklav-Prüfung dieselbe Ausdehnung aufweist wie ein 1 %iger Gehalt an Periklaskristallen, die eine Größe von 30–60 µm haben [260].

21. Clinker cooling

The cooling of the clinker influences its structure, the mineralogical composition, as well as the grindability, and consequently the quality of the resulting cement.

Clinker cooling is necessary because:

- a. Hot clinker is difficult to convey.
- b. Hot clinker has a negative effect on the grinding process.
- c. The reclaimed heat content of the hot clinker of about 200 kcal/kg, is an important factor lowering the production cost.
- d. Proper cooling improves the quality of the cement.

21.1. Speed of clinker cooling

The speed of clinker cooling influences the ratio between the content of crystalline and liquid phases in the clinker. During slow cooling, crystals of almost all clinker components are formed, whereas fast cooling hampers formation of crystals, causing part of the liquid phase to solidify as glass. Moreover, fast cooling prevents growth of crystals. The proportion of liquid phase in clinkers from rotary kilns is in the range from 20–25 %.

Fast clinker cooling influences especially the behavior of the magnesium oxide, and therefore also the soundness of the resulting cement. The faster the clinker cooling, the smaller the periclase crystals (magnesium oxide), which emerge by crystallization of the liquid phase.

21.2. Soundness and clinker cooling

The soundness of the hardening Portland cement depends on the size of the periclase crystals. The hydration of larger periclase crystals, which is connected with a simultaneous increase in volume, is slower than the hydration of the clinker forming minerals; this impairs the soundness of the hardening cement. The maximum size of the periclase crystals which hardly impair the cement is about 5–8 microns. Slow clinker cooling can produce periclase crystals about 60 microns large. It was found that 4 % periclase crystals in the cement, up to 5 micron in size, show the same rate of expansion in the autoclave test, than 1 % periclase crystals, which are 30–60 microns large [260].

Die U.S.ASTM-Zementnormen [261] begrenzen die Ausdehnung von Portlandzement (Typ I bis V) in der Autoklavprüfung mit 0.8 %. Langsam gekühlter Klinker mit einem MgO-Gehalt von etwa 2.5 % besteht die Autoklav-Prüfung meistens nicht. Glasig erstarrtes MgO hat keinen schädlichen Einfluß auf die Raumbeständigkeit des Zementes.

Schnelle Klinkerkühlung läßt einen höheren MgO-Gehalt im Klinker zu, während bei langsamer Klinkerkühlung der MgO-Gehalt niedrig sein muß. Bei einem MgO-Gehalt bis zu 1 % ist die Geschwindigkeit der Klinkerkühlung für die Raumbeständigkeit nicht so maßgebend wie bei MgO-Gehalten zwischen 1 % und der maximalen Normengrenze für MgO, die in den Zementnormen meistens 5 % beträgt, in den englischen 4 %.

Langsame Klinkerkühlung fördert das Wachstum der Klinkerminerale. Die Größe der Alitkristalle beeinflußt nicht nur die Mahlbarkeit des Klinkers (zur Mahlung großer Kristalle wird zusätzliche Energie verwendet), sondern auch den Hydratationsprozeß und die Zementfestigkeiten. Durch entsprechenden Brennprozeß und schnelle Klinkerkühlung erhöhen klein gehaltene Alitkristalle die Zementfestigkeiten [265]. Von zwei Zementen der gleichen chemischen Zusammensetzung hatte der aus kleinen Alitkristallen (15 µm) bestehende eine 28-Tage-Druckfestigkeit von 391 kg/cm², während der gleiche Zement mit Alitkristallen von 40 µm Größe eine Festigkeit von nur 293 kg/cm² aufwies [262].

21.3. Kühlung und chemische Widerstandsfähigkeit

Schnelle Kühlung des Klinkers erhöht auch die Sulfatbeständigkeit des Zementes gegen Natrium- und Magnesiumsulfat. Dies wird dadurch erklärt, daß der für die Widerstandsfähigkeit gegen Sulfatlösungen verantwortliche und errechnete Gehalt an C₃A durch schnelles Klinkerkühlen vorwiegend in glasiger Form vorliegt und deshalb gegen den Angriff von Natrium- und Magnesiumsulfat weniger empfindlich ist.

Fig. 21.1. zeigt die Dehnung von zwei in 5 %iger Magnesiumsulfatlösung gelagerten Betonprismen, hergestellt aus demselben Klinker mit 11 % C₃A-Gehalt. In einem Falle ist das C₃A durch langsame Klinkerkühlung vollkommen auskristallisiert, im anderen Falle wurde der Klinker schnell gekühlt [263]. Die dargestellten Kurven zeigen eindeutig den Vorteil der schnellen Klinkerkühlung.

21.4. Kühlung und Mahlbarkeit des Klinkers

Fig. 21.2. gibt an Hand von zwei Diagrammen einen Vergleich der Mahlbarkeit von schnell und langsam gekühltem Klinker. Im Trommelkühler (langsam)

The American ASTM Standards on Cement [261] limit the expansion of Portland cement (Types I–V) in the autoclave test to 0.8 %. Slowly cooled clinker with an MgO-content of about 2.5 %, mostly fails the autoclave expansion test. Magnesium oxide solidified to glass, does not impair the soundness of cement.

Rapid clinker cooling allows for a higher MgO-content in the clinker, whereas slowly cooled clinker should have a rather low MgO-content. The cooling rate of clinker with up to 1 % MgO is not so decisive for the soundness than MgO-contents between 1 % and the upper limit, which in cement standards is mostly 5 %, in the British standards 4 %.

Slow clinker cooling promotes the growth of clinker minerals. The size of alite crystals does not only influence the clinker's grindability (large crystals need additional energy for comminution), but also affects hydration and cement strength. Alite crystals which by proper burning and rapid cooling are kept small, result in higher cement strengths [265]. Of two cements with identical chemical composition, the one with smaller alite crystals (15 microns), was stronger; its 28-day compressive strength was 391 kg/cm², whereas the compressive strength test of cement with 40 micron diameter crystals was only 293 kg/cm² [262].

21.3. Cooling and resistance to chemical attack

Rapid clinker cooling also increases the sulfate resistance (sodium and magnesium sulfate) of the cement. This is explained by the fact that the C₃A-content, which is related to the resistance of Portland cement to attack by sulfate solutions, is mainly present in a glassy state, when cooled rapidly; in this form the C₃A is much less susceptible to attack by sodium or magnesium sulfate.

Fig. 21.1. shows the expansion of two mortar rods, made from the same clinker containing 11 % C₃A, and stored in a 5 % solution of magnesium sulfate. In one case — applying slow cooling — the C₃A crystallized completely, whereas in the other case the clinker was cooled rapidly [263]. The curves show the definite advantage of rapid clinker cooling.

21.4. Cooling and grindability of the clinker

By means of two diagrams, Fig. 21.2. shows a grindability comparison of rapidly and slowly cooled clinker. Clinker which was (slowly) cooled in a rotary

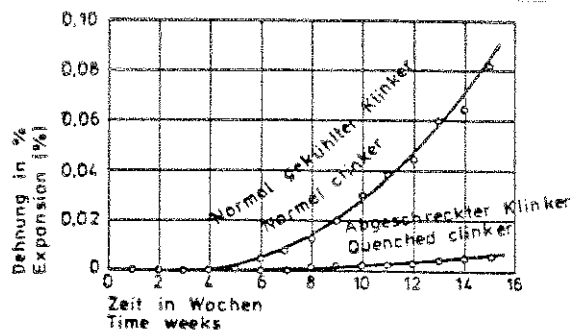


Fig. 21.1. Ausdehnung von 5×1 cm Betonprismen, Mörtelverhältnis 1:3, aus langsam und schnell gekühltem Klinker, gelagert in 5 %iger MgSO_4 -Lösung

Fig. 21.1. Expansion of 5×1 cm rods, mortar proportion 1:3, of slow cooled and quenched clinker, stored in a 5 % solution of MgSO_4

gekühlter Klinker hat einen höheren spezifischen Arbeitsbedarf in kWh/t als Klinker, der im Fullerkühler (Rostkühler) schnell gekühlt wurde [264]. Ein höherer Gehalt an Schmelzphase sowie kleinere Kristalle der Klinkermineralien machen diesen Klinker leichter mahlbar im Vergleich zu langsam gekühltem Klinker.

Diese Erkenntnisse, die eine schnelle Klinkerkühlung notwendig machen und eine intensive Luftvorwärmung nach sich ziehen, waren in letzter Zeit für die Entwicklung der Klinkerkühler maßgebend.

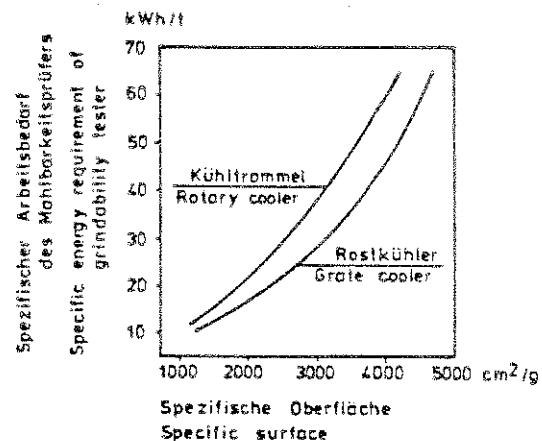


Fig. 21.2. Mahlbarkeit von Drehofenklinker bei kurzer und langer Kühlzeit

Fig. 21.2. Grindability of slowly and fast cooled rotary kiln clinker

cooler shows a higher specific power requirement for grinding in kWh/t, than clinker which was rapidly cooled in a Fuller grate clinker cooler [264]. A higher proportion of liquid phase, as well as smaller crystals of clinker minerals, cause the grinding of this clinker to be easier than grinding of slowly cooled clinker.

These observations concerning the necessity of rapid clinker cooling and the ensuing preheating of air were recently decisive factors for the development of clinker coolers.

22. Klinkerkühler

22. Clinker coolers

Für die Beurteilung von Klinkerkühlern sind folgende Faktoren zu berücksichtigen:

- a. Der thermische Wirkungsgrad eines Kühlers bezeichnet das Verhältnis der aus dem heißen Klinker zurückgewonnenen und für den Brennprozeß nutzbaren Wärme zum gesamten Wärmeinhalt des den Ofen verlassenden Klinkers. Der thermische Wirkungsgrad (E) wird ausgedrückt als:

$$E = \frac{A-B}{A} \times 100$$

In der Formel bedeuten:

Wärmeinhalt des vom Ofen kommenden Klinkers = A =
 Wärmeverluste des Klinkerkühlers = B =

Notation:

heat content of clinker leaving the kiln
 heat losses of the clinker cooler

B setzt sich zusammen aus:

- a. Wärmeverlust in Kühlerabluft
- b. Wärmeverlust im den Kühler verlassenden Klinker
- c. Wärmeverlust durch Strahlung usw. des Kühlers

Beträgt z. B. A = 355 kcal/kg und B = 95 kcal/kg Klinker, dann beträgt der thermische Wirkungsgrad des Klinkerkühlers

B consists of:

- a. heat loss in cooler exit air
- b. heat loss in clinker leaving cooler
- c. heat loss by radiation, etc., of the cooler

If for example A = 355 kcal/kg, and B = 95 kcal/kg of clinker, then the thermal efficiency of the clinker cooler is

$$E = \frac{355-95}{355} \times 100 = 73 \%$$

Der thermische Wirkungsgrad von Drehofen-Klinker-Kühlern aller Bauarten liegt in den Grenzen von etwa 40 bis über 80 %.

- b. Ein anderes Maß für den Kühlerwirkungsgrad ist der Temperaturunterschied zwischen dem in den Kühler einlaufenden heißen Klinker und der aus dem Kühler kommenden heißen Sekundärluft. Dabei ist derjenige Kühler im Vorteil, der aufgrund seiner Wirkungsweise dem Drehofen möglichst viel Wärme mit der Sekundärluft zuführt.
- c. Der Grad der Klinkerkühlung ist die Klinkertemperatur des den Kühler verlassenden Klinkers. Diese Temperatur schwankt in verschiedenen Kühlerarten von etwa 50 bis 300 °C.
- d. Der spezifische Energieverbrauch von Rohr- und Planetenkühlern ist niedriger als der aller anderen Klinkerkühler.
- e. Die Kühlluftmenge in Rohr-, Planeten- und Schachtkühlern ist auf die für den Verbrennungsvorgang im Drehofen notwendige Luftmenge beschränkt. Der diese Kühler verlassende Klinker hat daher höhere Temperaturen.
- f. Die niedrige Temperatur des aus dem Rostkühler kommenden Klinkers ist durch die größere Luftmenge bedingt, die zur Klinkerkühlung verwen-

The thermal efficiency of rotary kiln clinker coolers of all types of design is within the range of 40 to more than 80 %.

- b. Another criterion for judging the cooler efficiency is the temperature difference between the hot clinker entering the cooler and the hot secondary air leaving the cooler. Furthermore, the best cooler is the particular cooler which, because of its general efficiency, supplies the maximum amount of heat into the rotary kiln with the secondary air.
- c. The degree of clinker cooling is designated as the temperature of the clinker leaving the cooler. This temperature differs in the various types of coolers from 50 to 300 °C.
- d. The specific energy requirement of rotary and satellite coolers is lower than that of all other clinker coolers.
- e. The cooling air volume of rotary, satellite and shaft coolers is limited to the air volume, necessary for maintaining the combustion process in the rotary kiln. However, the clinker leaving these coolers has higher temperatures.
- f. The lower temperature of the clinker coming from the grate cooler is a result of the higher air volume used for clinker cooling. The hot surplus air

22.1. Die Kühltrommel

det wird. Die überschüssige warme Luft wird teilweise für Trocknungszwecke verwendet und teilweise in die Atmosphäre abgeführt. Diese Abluft muß entstaubt werden, was zusätzliche Kosten verursacht.

Diese Einflußfaktoren erschweren die Beurteilung von Klinkerkühlern, da häufig ein Nutzeffekt auf der einen Seite mit Verlusten auf der anderen Seite erkauft werden muß.

Es gibt vier Arten von Klinkerkühlern, und zwar:

1. Die unter dem Drehofen angeordnete Kühltrommel.
2. Die am Umfang des Auslaufendes des Drehofens angeordneten Rohrkühler (Planetenkühler).
3. Der Rostkühler.
4. Der Schachtkühler.

22.1. Die Kühltrommel

Die ersten Drehöfen der Zementindustrie hatten zunächst überhaupt keine Einrichtung zur Kühlung des Klinkers. Der heiße Klinker wurde auf einen offenen Lagerplatz transportiert, um dort abzukühlen. Solche Öfen waren noch im Jahre 1964 in einer amerikanischen Zementfabrik in Kalifornien in Betrieb.

Die Kühltrommel ist der älteste Klinkerkühler, der in Zusammenarbeit mit dem Drehofen gebaut wurde. Die Kühltrommel besteht aus einem dem Drehofen nachgeschalteten, drehbar gelagerten Rohr. Drehöfen von 60–90 m Länge sind mit Kühltrommeln von etwa 2–5 m Durchmesser und 20–50 m Länge ausgestattet. Die Drehöfen der Kujbyschew-Zementfabrik (UdSSR) der Ausmaße $4,5 \times 5 \times 135$ m haben Kühler von 5 m Durchmesser und 15 m Länge. Kühltrommeln haben Neigungen von etwa $4-7^\circ$ zur Horizontalen, meist in entgegengesetzter Richtung zur Ofenneigung, da sie häufig rückläufig unter dem Drehofen angeordnet sind; sie sind auf zwei Laufringen gelagert und haben einen vom Drehofen unabhängigen Antrieb mit Zahnkranz und Ritzel. Die Drehzahl von Kühltrommeln liegt im Bereich von 0–8 U/min.

Etwa 70 % der Kühltrommellänge ist mit feuerfestem Material ausgekleidet. Kühltrommeln sind mit Hub-schaukeln und Hubleisten aus feuerfestem Material oder aus verschleißfestem Stahl ausgestattet, die den Klinker anheben und fallen lassen, wodurch ein inniger Kontakt der Kühlluft mit dem Klinker erreicht und der Wirkungsgrad des Kühlers erhöht wird.

Durch den Unterdruck im Drehofen wird kalte Luft durch das offene Ende der Kühltrommel angesaugt; diese durchläuft die Kühltrommel im Querstrom zur Fallrichtung des Klinkers. Die Kühlluft erreicht beim Eintritt in den Drehofen eine Temperatur von etwa $400-750^\circ\text{C}$.

Der mit einer Temperatur von $1300-1350^\circ\text{C}$ den Drehofen verlassende Klinker gerät durch einen Fall-

22.1. The rotary cooler

is partially utilized for drying and partially discharged into the atmosphere; this necessitates dust collection which causes additional costs.

These influencing factors hinder the evaluation of clinker coolers, since frequently an advantage on the one hand must be paid by losses on the other.

There are four types of clinker coolers:

1. The cooling drum located underneath the rotary kiln.
2. Cooling drums attached to the circumference of the rotary kiln's discharge end (satellite coolers).
3. The grate cooler.
4. The shaft cooler.

22.1. The rotary cooler

To begin with, the first rotary kilns of the cement industry did not have any arrangement for clinker cooling. The hot clinker was dumped in an open storage area for cooling. These types of rotary kilns were phased out in an American cement plant in California in 1964.

The rotary cooler is the oldest type of clinker cooler, constructed to work in conjunction with the rotary kiln. The rotary cooler consists of a revolving cylinder, following the rotary kiln. Rotary kilns of 60–90 m length, are supplied with rotary coolers of 2–5 m diameter and 20–50 m length. The rotary kilns of the Kuybyshev cement plant (USSR) of the size $4,5 \times 5 \times 135$ m, are supplied with rotary coolers of 5 m diameter $\times$ 15 m length. The slope of rotary coolers is in the range from $4-7^\circ$ to the horizontal; they are mostly arranged in opposition to the kiln's slope, since they are frequently located underneath the rotary kiln. Rotary coolers are mounted on two riding rings; the girth gear and pinion drive is independent of the rotary kiln's drive. Rotary coolers are operated with revolutions in the range from 0 to 8 rpm.

About 70 % of the drum's length is refractory lined. Rotary coolers are supplied with flights for lifting and dropping the clinker to get a thorough contact with the cooling air, and thus to increase the efficiency of the cooler.

The negative pressure in the rotary kiln induces suction of cold air through the open end of the rotary cooler; the cooling air passes the rotary cooler in cross-current to the motion of the clinker. When entering the rotary kiln, the temperature of the cooling air is about $400-750^\circ\text{C}$.

The clinker leaving the rotary kiln with a temperature of $2370-2460^\circ\text{F}$, after passing a transition shaft,

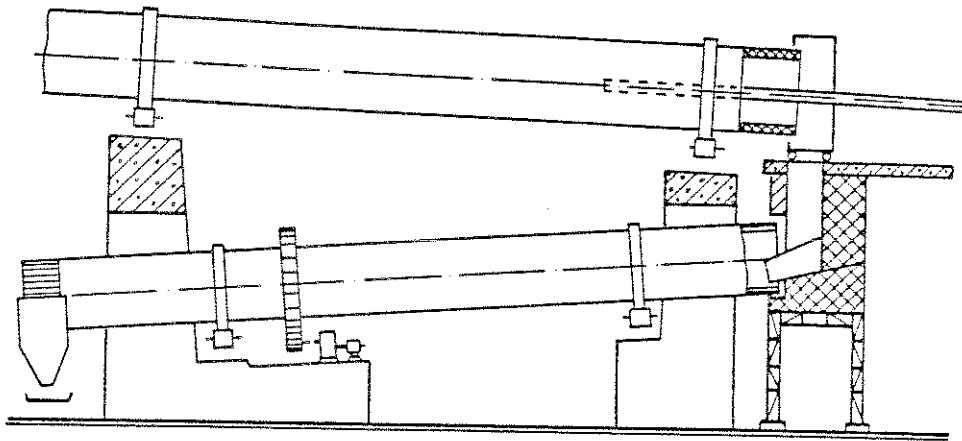


Fig. 22.1. Längsschnitt durch Kühltrommel mit Drehofen

Fig. 22.1. Longitudinal section of drum clinker cooler with rotary kiln

schacht in die Kühltrommel. Der aus der Kühltrommel kommende Klinker hat Temperaturen im Bereich von 150–300 °C.

Naßdrehöfen mit einem Wärmeverbrauch von 1600 kcal/kg Klinker bei einem Luftüberschuß von 1.3–1.4 haben einen Bedarf an Verbrennungsluft von etwa 2.5 Nm³/kg Klinker. Hierbei kann mehr Luft als bei Trockenöfen aus dem Kühler dem Drehofen zugeführt werden, was den Wirkungsgrad des Kühlers erhöht. Der Wirkungsgrad von Trommelkühlern beträgt beim Trockenverfahren etwa 55–75 % und beim Naßverfahren bis etwa 78 %.

Der Durchsatz von Kühltrommeln beträgt 2.5–3.5 t/m³ · 24 h; umgekehrt benötigt 1 t Klinkerdurchsatz pro 24 h ein Kühltrommelvolumen von 0.4–0.25 m³. Klinkerkühltrommeln haben ein L/D-Verhältnis von 10 : 1 bis 12 : 1.

Wegen der Streuschaufeln und der damit verbundenen konstanten Hebung und Streuung des Materials im Trommelkühler, läßt sich der Füllungsgrad mit dem des Drehofens kaum vergleichen. Für die Berechnung der Durchlaufzeit durch den Trommelkühler, siehe Abschnitt 4.15. Die dort angeführte Formel ist auch für die Berechnung der Durchgangszeit von Materialteilchen in Trommelkühlern anwendbar.

Für einen maximalen Wärmeaustausch soll die Luftgeschwindigkeit am Klinkereinflaufende der Kühltrommel 3.8–4.3 m/sec betragen.

Diese Geschwindigkeiten gelten für einen Luftüberschuß von 10 % ($n = 1.1$) bei einer Sekundärluftmenge von 85 % der gesamten Verbrennungsluft.

Die Wandwärmeverluste von Rohrkühlern durch Strahlung und Konvektion liegen in den Grenzen von 50–80 kcal/kg Klinker.

Nach der Einführung des Rostkühlers in die Zementindustrie und der Wiedereinführung der Planetenkühler wurden Kühltrommeln zur Klinkerkühlung vorübergehend nur selten neu gebaut. Inzwischen haben weiterentwickelte Anlagen gute Betriebsergebnisse gebracht.

enters the rotary cooler. When leaving the rotary cooler, the temperature of the clinker is in the range of 150–300 °C.

Wet process rotary kilns with a specific heat consumption of 1600 kcal/kg of clinker, and with an excess air rate of 1.3–1.4, require a combustion air volume of 2.5 st.m³/kg of clinker. At this rate more cooler air can be supplied into the rotary kiln; this improves the cooler efficiency. The efficiency of rotary clinker coolers is: 55–75 % with the dry production process, and up to about 78 % with the wet production process.

The capacity of rotary coolers is 2.5–3.5 t/m³ · 24 h of cooler volume; on the other hand, 1 ton of clinker capacity per 24 h requires a cooler volume of 0.4–0.25 m³. The L/D-ratio of rotary cooler drums is 10 : 1 to 12 : 1.

Because of the scoops which cause constant lifting and scattering of the material inside the rotary cooler, the degree of filling is hardly comparable to that of the rotary kiln. For calculation of the passage time through the rotary cooler, see section 4.15. The formula quoted in this section is also applicable for calculating the retention time of material particles in rotary coolers.

For maximum heat transfer in rotary coolers, an air velocity at the clinker inlet end of the cooler of 3.8–4.3 m/sec should be applied.

These velocities apply to an excess air of 10 % ($n = 1.1$) and to a secondary air volume of 85 % of the total combustion air.

The heat losses through the shell of rotary coolers by radiation and convection are in the range of 50–80 kcal/kg of clinker.

After the grate cooler was introduced into the cement industry, and after the comeback of the planetary cooler, drum coolers for clinker cooling were only temporarily and not often erected. However, in the meantime, further development of the drum cooler showed advantageous operating results.

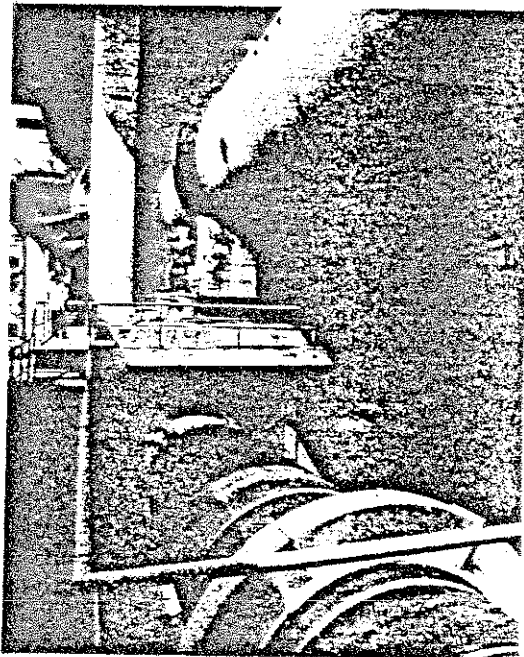


Fig. 22.2. Ansicht einer modernen Drehofenanlage mit Klinker-Kühltrommel (KHD Humboldt Wedag AG)

Fig. 22.2. View of a modern rotary kiln plant with rotary clinker cooler (KHD Humboldt Wedag AG)

Aus Platzgründen wurde 1972 in einer österreichischen Zementfabrik ein 2000 t/24 h Wärmetauscherofen mit einer unter dem Drehofen angeordneten Kühltrommel der Ausmaße 4.4 × 46 m gebaut. Es wurden Klinkeraustrittstemperaturen von 160–180 °C garantiert [266c]. Lieferant: KHD Humboldt Wedag AG, Köln, siehe Fig. 22.2. und 22.3.

In einem deutschen Zementwerk wurde im gleichen Jahr für eine gleichgroße Anlage aus wirtschaftlichen und verfahrenstechnischen Überlegungen ebenfalls eine Kühltrommel anderen Kühlerbauarten vorgezogen [266a, 266b].

22.2. Planetenkühler — Alte Bauart

Der Planetenkühler wurde im Jahre 1910 vom Krupp-Grusonwerk, Magdeburg, unter dem Namen Concentra-Kühler bzw. Concentra-Ofen in die Zementindustrie eingeführt. Im Jahre 1922 folgte dann die Firma F. L. Smidth mit ihrem Planetenkühler, der als Unax-Kühler in der Zementindustrie bekannt ist [267].

Der Planetenkühler besteht aus mehreren, meistens 10 oder 11 Rohren, die am Umfang des heißen Endes des Drehofens kranzartig angebracht sind und einen integralen Bestandteil des Ofens bilden. Die Planetenkühler bewegen sich zusammen mit dem Dreh-

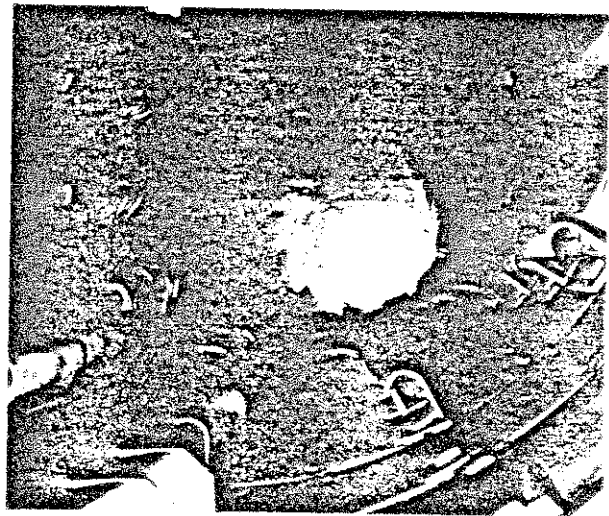


Fig. 22.3. Blick in den Klinker-Trommelkühler zur Einlaufseite hin (KHD Humboldt Wedag AG)

Fig. 22.3. View into a rotary clinker cooler towards the feed end (KHD Humboldt Wedag AG)

In 1972, space requirements in an Austrian cement plant demanded a 2000 t/24 h preheater kiln with a rotary cooler, located underneath the rotary kiln; the size of this cooler is 4.4 × 46 m. The discharge temperature of the clinker is reported to be in the range of 160–180 °C [266c]. Supplier: KHD Humboldt Wedag AG, Köln, W. Germany, see Fig. 22.2. and 22.3.

Simultaneously, and as a result of economical and technological considerations, a German cement plant also decided to supply a rotary kiln of the same capacity with a rotary clinker cooler, instead of other types of coolers [266a, 266b].

22.2. Satellite coolers — original design

In 1910, the Krupp Gruson Works in Magdeburg introduced the satellite cooler into the cement industry. Krupp called this cooler Concentra cooler or Concentra kiln respectively. In 1922 the F. L. Smidth Company followed with its satellite cooler known in the cement industry under the name of Unax-cooler [267].

The satellite cooler consists of several, mostly 10 or 11 sheet metal cylinders arranged wreath-like along the circumference of the hot kiln end, forming an integral part of the rotary kiln. The satellite coolers revolve together with the rotary kiln, without separ-

ofen ohne einen eigenen Antrieb. Die einzelnen Kühlrohre sind bis zu etwa 25 % ihrer Länge mit feuerfestem Material ausgekleidet; der Rest der Länge ist zwecks intensiveren Wärmeaustausches mit Ketten- oder Rieseleinbauten versehen. Der Klinker gerät durch Öffnungen im Ofenmantel in die einzelnen Kühlrohre. Die Kühlung erfolgt im Querstrom. Die gesamte Kühlluft wird dem Ofen als sekundäre Verbrennungsluft zugeführt. Die Bewegung des Klinkers in den Planetenkühlern erfolgt meistens parallel zur Bewegungsrichtung des Klinkers im Drehofen. Es gibt aber auch Planetenkühler, in denen dem Klinker durch geeignete Einbauten eine entgegengesetzte Bewegungsrichtung erteilt wird. Das gesamte Gewicht der 10 bis 11 Planetenkühler alter Bauart wird von der Rollenstation vor den Kühlrohren getragen.

Wegen des übermäßigen Gewichtes des mit Planetenkühlern bestückten Ofenrohres und der daraus resultierenden mechanischen und statischen Probleme dieses Rohres konnte man bei frei austragenden Planetenkühlern konstruktiv nicht über eine bestimmte Ofengröße bzw. Kühlergröße hinausgehen. Man erreichte eine obere Grenze bei einer Ofengröße mit einem Durchsatz von etwa 500–700 t/24 h, mit Planetenkühlern der maximalen Ausmaße 1.25×7.5 m.

Fig. 22.4. zeigt einen Längsschnitt durch einen Planetenkühler eines Naßprozeß-Drehofens der Ausmaße $3.6 \times 3.3 \times 3.6 \times 150$ m mit einer Produktionskapazität von 550 t/24 h.

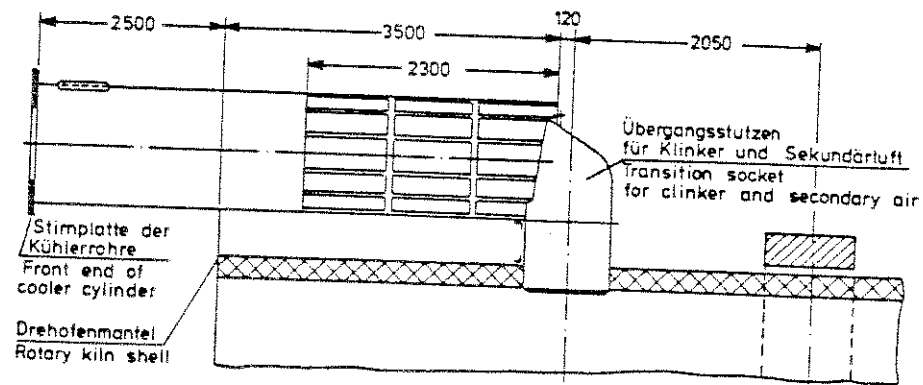


Fig. 22.4. Planetenkühler alter Bauart

Wie ersichtlich, hat der dargestellte Planetenkühler eine Länge von 6 m; diese Länge reicht für einen guten Wärmeaustausch nicht aus. Das L/D-Verhältnis beträgt 6 : 1, während dieses Verhältnis bei Rohrkühlern 10 : 1 bis 15 : 1 beträgt. Der Wirkungsgrad dieses Planetenkühlers beträgt etwa 60–65 %.

Die hier beschriebenen Planetenkühler gehören zur alten Bauart dieser Kühler. Weit über 1000 Drehöfen mit Planetenkühlern sind gebaut worden; allein die Firma F. L. Smidth hat etwa 660 Drehöfen mit Planetenkühlern der alten Bauart gebaut.

ate drive. The particular cooling tubes are refractory lined, up to about 25 % of their length; for better heat transfer, the remainder of the length is supplied with chains or flights. Openings in the kiln shell allow the clinker to enter the satellite coolers. Cooling occurs cross-currently. The total cooling air enters the kiln as combustion air. The motion of the clinker in the satellite coolers is mostly parallel to the motion of the clinker in the rotary kiln; however, there are also satellite coolers supplied with internal construction capable of conveying the clinker in the opposite direction. The total weight of the 10 to 11 old type satellite coolers is supported by the roller assembly located prior to the rear end of the satellite coolers.

Because of the excessive weight of the kiln head furnished with satellite coolers, and the resulting stress problems of the kiln's shell, it was impossible to go beyond a certain size of the kiln or the satellite coolers respectively. The upper limit was reached with a rotary kiln size corresponding to a capacity of 500–700 t/24 h, and with a maximum dimension of the satellite coolers of 1.25×7.5 m.

Fig. 22.4. shows a longitudinal section through a satellite cooler of a wet process rotary kiln of the size $3.6 \times 3.3 \times 3.6 \times 150$ m, with a capacity of 550 t/24 h.

Fig. 22.4. Conventional design of satellite cooler

As is shown, the length of the pictured satellite cooler is about 6 m; this length is not sufficient for a useful heat transfer. The L/D-ratio is 6 : 1, whereas the L/D-ratio of rotary coolers is in the range from 10 : 1 to 15 : 1. The efficiency of this satellite cooler is about 60–65 %.

The satellite coolers described above belong to the original design of this type of clinker cooler. Far more than 1000 rotary kilns were constructed with satellite coolers; the F. L. Smidth Company alone manufactured about 660 rotary kilns with old type satellite coolers.

22.3. Planetenkühler — Neue Bauart

Im Jahre 1965 kam die Firma F.L. Smidth mit dem sogenannten neuen Unax-Planetenkühler heraus, der eine weitgehend verbesserte Bauweise des alten Planetenkühlers darstellt. Planetenkühler neuer Bauart werden ebenso von anderen namenhaften Zementanlagenausern geliefert.

Das wesentliche Merkmal des neuen Unax-Planetenkühlers ist die Verlängerung des Ofenrohres nach vorn und die Schaffung einer zusätzlichen Rollenstation, auf welcher das verlängerte Ofenrohr abgestützt ist. Dies ermöglichte die Anwendung von größeren Planetenkühlrohren, ohne die Tragfähigkeit des Drehofenmantels zu gefährden. Für das zusätzliche Gewicht der Planetenkühler wird selbstverständlich ein stärkeres Ofenmantelblech gewählt. Das L/D-Verhältnis der neuen Planetenkühler beträgt etwa 12:1.

Den Brennerstand bildet ein in das Drehrohr hineinragendes unbewegliches Rohr. Bei einem Drehofen der Abmessungen $6.3 \times 5.5 \times 178$ m hat das feststehende Brennerstandrohr eine Länge von 35 m und einen Durchmesser von 4.5 m.

Fig. 22.5. stellt einen Längsschnitt durch das untere Ende eines Drehofens mit dem neuen Planetenkühler dar. Bis jetzt wurde der neue Planetenkühler für Drehöfen bis zu 4000 t Tagesproduktion gebaut; die Kühlerrohre für diesen Ofen sind 29 m lang mit 2.4 m Durchmesser.

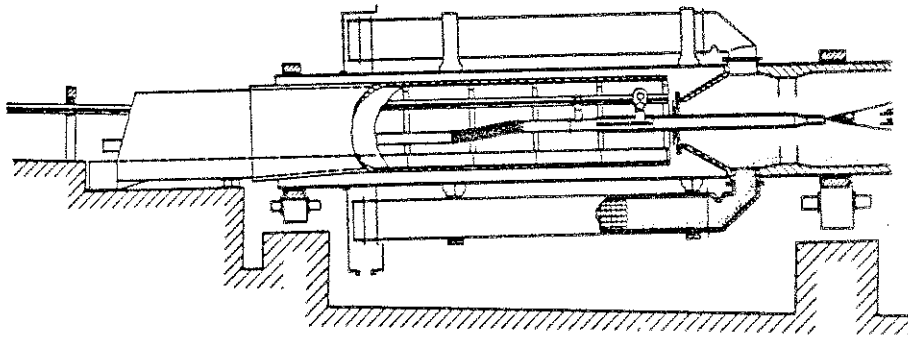


Fig. 22.5. Längsschnitt durch den Drehofen-Planetenkühler der neuen Bauart

Fig. 22.6. zeigt einen Zutrittsstunnel zum Brennerstand eines mit Planetenkühlern ausgestatteten Drehofens. Das heiße Ofenende wird mit Hilfe eines aus Stahlblech bestehenden Endbodens verschlossen, der auf zwei Laufrädern und Schienen im Tunnelinneren aufgehängt ist. Der Endboden, auch Feuerschild genannt, ist an der Innenseite mit feuerfestem Futter isoliert. Eine Anordnung mit Gegengewichten drückt den Endboden gegen eine Dichtung an die Ofenöffnung. Der Endboden ist mit einer Öffnung für das Brennerrohr, Schaufenster und einer Zutrittsstür versehen.

Fig. 22.7. zeigt die Klinkereinlaufhäuse in die am Ofenumfang angebrachten Planetenkühler. Die Firma F.L. Smidth baut gegenwärtig (1984) Planetenkühler bis zu 2.55 m Durchmesser und 29 m Länge.

22.3. Satellite coolers — new design

In 1965 the F.L. Smidth Co. came out with the so-called new Unax-Satellite or Planetary cooler, which represents a far-reaching improved design of the conventional satellite cooler. Planetary coolers of new design are also supplied by other well-known cement machinery manufacturers.

The substantial feature of the new Unax-satellite cooler is the forward extension of the kiln tube and the formation of an additional roller assembly for the support of the extended kiln tube. Based on this design, it was possible to apply larger satellite cooler tubes, without impairing the carrying capacity of the rotary kiln shell. Of course, a thicker shell plate is applied for the additional weight of the satellite coolers. The L/D-ratio of the new satellite coolers is approximately 12:1.

The burner floor is formed by a stationary tube which projects into the roller supported lower end of the kiln shell. A rotary kiln with the dimensions $6.3 \times 5.5 \times 178$ m has a 35 m long stationary burner floor tube with a diameter of 4.5 m.

Fig. 22.5. shows the longitudinal section of a rotary kiln's lower end with the new satellite cooler. Up to the present time, the new satellite cooler was applied to rotary kilns with a capacity of up to 4000 t/24 h; for this size of kiln, the size of the satellite cooler tubes is 2.4 m dia. $\times$ 29 m long.

Fig. 22.5. Longitudinal section through the new rotary kiln satellite cooler

Fig. 22.6. shows an access tunnel to the burner platform of a kiln supplied with satellite coolers. Inside the tunnel, the hot kiln end is closed by a fire shield, which is suspended on two rollers and rails. For heat protection, the fire shield is lined with refractory. A counter-weight device keeps the fire shield pressed against a sealing around the kiln opening. The fire shield is provided with an opening for the burner pipe, and observation ports. A hinged access door is located at the periphery of the fire shield.

Fig. 22.7. shows the clinker inflow funnels into satellite coolers arranged around the kiln's circumference. Presently (1984) the F.L. Smidth Co. supplies satellite coolers up to a diameter of 2.55 m, and 29 m length.

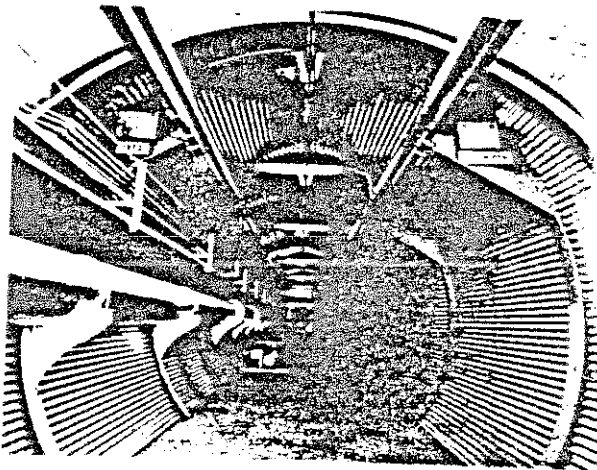


Fig. 22.6. Zutrittsstunnel zum Brennerstand (F. L. Smidth)

Fig. 22.6. Access tunnel to burner platform (F. L. Smidth)



Fig. 22.7. Klinkereinlaufhäuse in Planetenkühler (F. L. Smidth)

Fig. 22.7. Clinker inflow funnels into satellite coolers (F. L. Smidth)

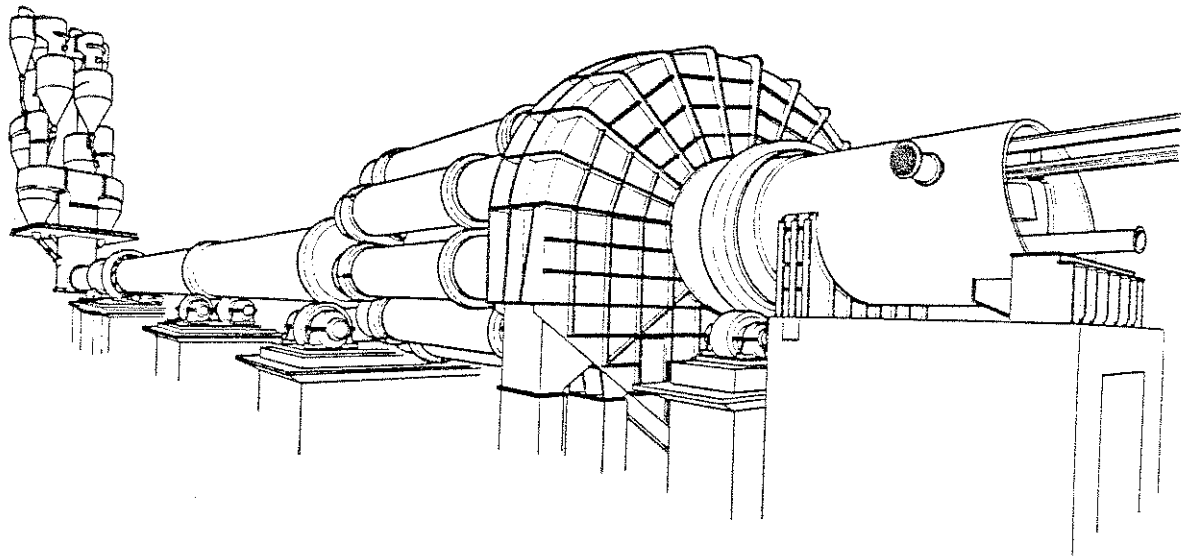


Fig. 22.8. Drehtofen mit Rohmehlvorwärmer und Planetenkühler neuer Bauart (F. L. Smidth)

Fig. 22.8. Rotary kiln with raw mix preheater and satellite coolers of new design (F. L. Smidth)

Fig. 22.8. zeigt die Gesamtanordnung einer Klinkerbrennanlage bestehend aus Zwillings-Zyklonwärmetauscher, Drehtofen mit Planetenkühlern neuer Bauart und Zugangstunnel zum Brennerstand.

Fig. 22.8. shows the total arrangement of a clinker burning plant consisting of a twin type cyclone raw mix preheater, rotary kiln with planetary coolers of new design, and the access tunnel of the burner platform.

22.3.1. Kühlervolumen und Ofendurchsatz

Das in Fig. 22.9. dargestellte Schaubild gibt das nutzbare, erforderliche Gesamtvolumen der Planetenkühler zur Tagesleistung der Drehtöfen an. So z. B. haben Planetenkühler für einen 4000 t/ 24 h Drehtofen ein Gesamtvolumen von 1340 m³; das spezifische Kühler-volumen pro Tonne Durchsatz und 24 h beträgt 0.34 m³.

22.3.1. Cooler volume and kiln capacity

The diagram in Fig. 22.9. shows the required total usable volume of the satellite coolers versus the daily capacity of the rotary kilns. The 4000 t/24 h rotary kiln for example has a usable planetary cooler volume of 1340 m³; the specific cooler volume per metric ton capacity and 24 hours is 0.34 m³.

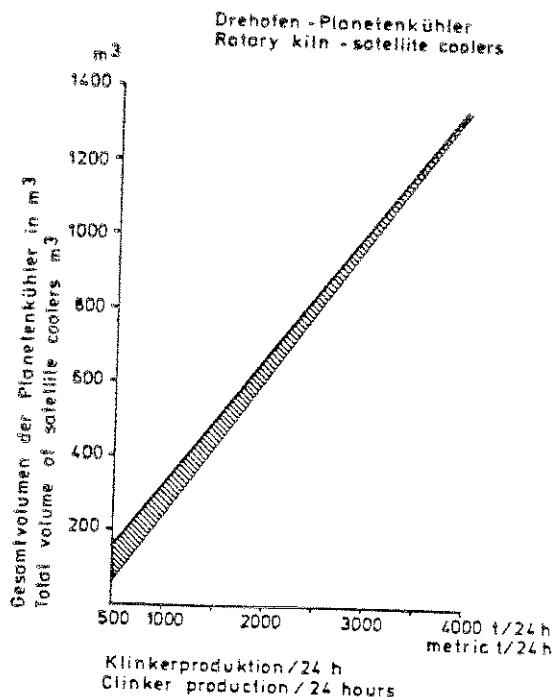


Fig. 22.9. Gesamt volumen der Planetenkühler und Ofendurchsatz pro 24 h

Fig. 22.9. Total volume of planetary coolers as compared to kiln capacity per 24 h

22.3.2. Drehofendurchmesser und Planetenkühler

Fig. 22.10. gibt den Drehofendurchmesser und den Durchmesser der dazugehörigen Planetenkühler-Rohre an.

Da man bei dem neuen Planetenkühler nicht so sehr an Gewicht sparen muß wie beim Planetenkühler alter Bauart, sind die Kühlerrohre des neuen Kühlers bis zur halben Länge mit feuerfestem Material ausgekleidet, wodurch die Wärmeverluste durch die Kühlerwände um etwa 30–40 kcal/kg Klinker reduziert werden [268].

22.3.3. Hubelemente im Planetenkühler

Zwecks besserer Wärmeübertragung sind die Kühlerrohre innen mit feuerfesten Hubsteinen und Hubeisten und vor allen Dingen mit hitzebeständigen Stahl- und Stahlgußeinbauten ausgestattet, um so den heißen Klinker in innige Berührung mit der Kühlluft zu bringen.

Fig. 22.11. zeigt einen Längsschnitt durch den neuen F.L. Smidth-Unax-Kühler und drei dazugehörige Querschnitte; aus dem Bilde ist zu ersehen, daß die Kühlerrohre mit verschiedenartigen Hubelementen zur Anhebung des Klinkers versehen sind [269]. Die Verweilzeit des Klinkers in den Kühlerrohren beträgt etwa 45 Minuten. Beim Eintritt in die Planetenkühler hat der Klinker eine Temperatur von 1100–1350 °C; beim Verlassen der Kühler beträgt die Klinkertemperatur beim Trockendrehofen 120–200 °C. Hierbei ist zu beachten, daß die Kühlung des Klinkers nur mit

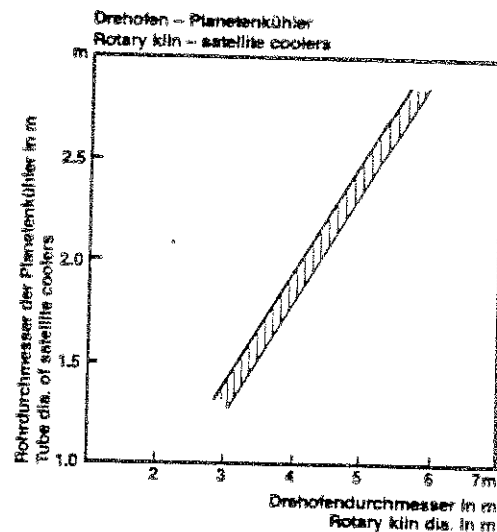


Fig. 22.10. Drehofendurchmesser und dazugehörige Durchmesser der Planetenkühler-Rohre

Fig. 22.10. Diameter of rotary kilns versus tube diameter of satellite coolers

22.3.2. Rotary kiln diameter and satellite coolers

Fig. 22.10. shows the diameter of the rotary kiln versus the diameter of the related satellite coolers.

The new cooler tubes are lined with refractory along half the length. This is made possible, since almost no weight limitations are necessary as with the old type cooler. Thus, heat losses through the cooler walls are reduced by approximately 30 to 40 kcal/kg [268].

22.3.3. Lifters in satellite coolers

For a better heat transfer, the interior of the cooler tubes is equipped with refractory lifters and lifter bars, and, above all, with internal construction consisting of heat resistant steel and steel casting, to expose the hot clinker to the cooling air.

Fig. 22.11. shows a longitudinal section of the new Unax-cooler and three related cross-sections; as the picture shows, various lifter elements are applied for the purpose of lifting the clinker in the cooler tubes [269]. The retention time of the clinker in the cooler tubes lasts approximately 45 minutes. When entering the satellite coolers, the temperature of the clinker is in the range of 1100–1350 °C; when leaving the satellite coolers of a dry process kiln, the temperature of the clinker is about 120–200 °C. Here it should be noticed that cooling of the clinker is per-

einer solchen Luftmenge erfolgt, die gleich ist der Sekundärluftmenge, also etwa $0.8 - 1.0 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ Klinker, bei einem spezifischen Wärmeverbrauch von 750 kcal/kg Klinker. Ein mit dieser Luftmenge betriebener Rostkühler würde Klinkeraustrittstemperaturen von $250 - 300^\circ\text{C}$ zur Folge haben. Hierzu sei bemerkt, daß der Planetenkühler ca. 25 % der Klinkerwärme durch Wandverluste an die Umgebung abgibt, der Rostkühler aber fast keinen Wandverlust hat und die Möglichkeit der Verwertung der Kühlerabluft erlaubt. Beim Naßverfahren mit einem Wärmeverbrauch von 1400 kcal/kg Klinker beträgt die Sekundärluftmenge $1.3 - 1.5 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ Klinker. Die Temperatur der aus den Planetenkühlern in den Ofen eintretenden Sekundärluft beträgt beim Trockendreihofen $840 - 850^\circ\text{C}$ und beim Naßdreihofen $600 - 650^\circ\text{C}$. Im Planetenkühler dauert die Abkühlung des Klinkers von 1350°C bis auf 1000°C nicht ganze 10 Minuten, was ungefähr der Kühldauer im Rostkühler entspricht. In Übereinstimmung hiermit hat eine große Anzahl vergleichender Messungen an Klinkern von Planeten- und Rostkühlern gezeigt, daß es keinen meßbaren Qualitätsunterschied von Klinkern der beiden verschiedenen Kühlertypen gibt, und es ist auch wahrscheinlich, daß die Kühlung, die bereits im Ofenrohr stattfindet, sowohl vom Standpunkt der Klinkerqualität als auch vom Standpunkt des Ofenbetriebes vorteilhaft ist [269a, 269b]. Der Planetenkühler hat keine Kühlerabluft und macht daher eine Kühlerentstaubungsanlage überflüssig.

formed only with such an air volume which equals the quantity of the secondary air, which makes $0.8 - 1.0 \text{ st.m}^3/\text{kg}$ of clinker and at a specific heat consumption of 750 kcal/kg . A grate clinker cooler operated with this air volume would yield clinker exit temperatures of $250 - 300^\circ\text{C}$. To this it should be added that the planetary cooler loses about 25 % of the clinker heat by radiation through the shell. In contrast to this, heat losses by radiation through the shell of the grate cooler are almost nil; this allows the utilization of the grate cooler's waste air. In the wet production process with a specific heat consumption of 1400 kcal/kg of clinker, the volume of the secondary air amounts from $1.3 - 1.5 \text{ st.m}^3/\text{kg}$ of clinker. The temperature of the secondary air leaving the satellite coolers and entering the kiln, is in the dry process kiln $840 - 850^\circ\text{C}$, and in the wet process kiln $600 - 650^\circ\text{C}$. To cool the clinker in the satellite coolers from 1350°C down to 1000°C takes not quite ten minutes, which equals almost the cooling time in the grate cooler. In accordance with this, a large number of comparative measurements on clinker from planetary coolers and from grate coolers have shown that there is no detectable distinction in the quality of clinker from the two different cooler types. Considering from the viewpoint of clinker quality and kiln operations, it is also presumable that cooling of clinker which occurs already in the kiln tube, can be expedient [269a, 269b]. Since the satellite cooler is operated without cooler excess air, no cooler dust collector is necessary.

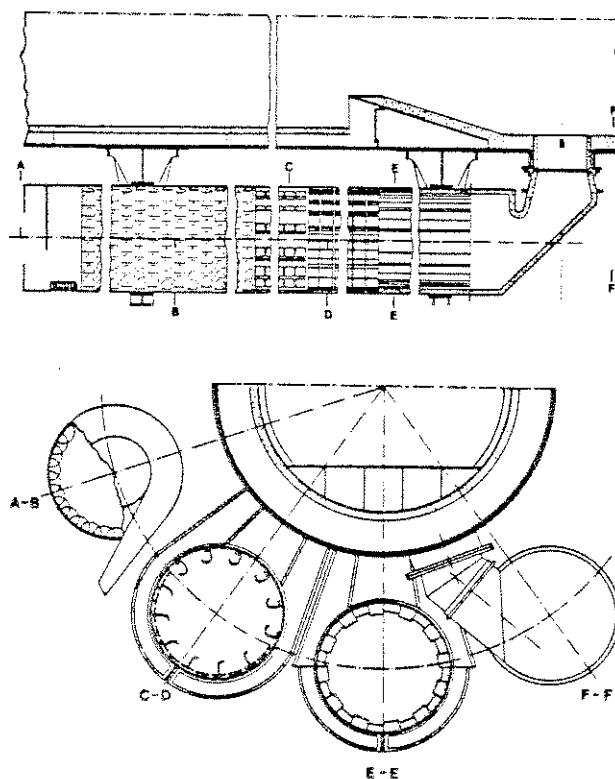


Fig. 22.11. Längsschnitt durch den neuen Unax-Kühler mit dazugehörigen Querschnitten

Fig. 22.11. Longitudinal section through the new Unax cooler with the particular cross-sections

22.3.4. Wärmebilanz des Planetenkühlers

Tabelle 22.1. enthält Kennzahlen und Wärmebilanzen von Planetenkühlern [270]. In dieser Tabelle wird besonders auf die Wandwärmeverluste verwiesen, die etwa 26–27 % der Wärmeeinnahmen des Kühlers ausmachen.

Fig. 22.12. zeigt ein Wärmebilanzdiagramm für einen F. L. Smidth-Unax-Planetenkühler; diese Wärmebilanz bezieht sich auf 1 kg Klinker und 0 °C Ausgangstemperatur. Der Wärmeinhalt der Kühlluft wurde eingerechnet.

Abschnitt 22.5.2. enthält zum Vergleich ein Wärmebilanzdiagramm für einen Rostkühler (F. L. Smidth-Folax-Kühler). In beiden Fällen wurde damit gerechnet, daß der Wärmeinhalt des Klinkers in der Brennzzone des Ofens 400 kcal/kg Klinker beträgt. Ferner wurde damit gerechnet, daß in beiden Fällen der Abstand von der Brennzzone bis zum Kühleranlauf (d. h. Länge der Kühlzone des Ofens) der gleiche ist. Die Wärmebilanzen beider Kühlerarten lassen sich daher gut miteinander vergleichen.

22.3.4. Heat balance of satellite coolers

Table 22.1. contains data and heat balances of satellite coolers [270]. In this table it should be particularly noticed that the heat losses by radiation through the cooler's shell, amount to about 26–27 % of the heat input into the cooler.

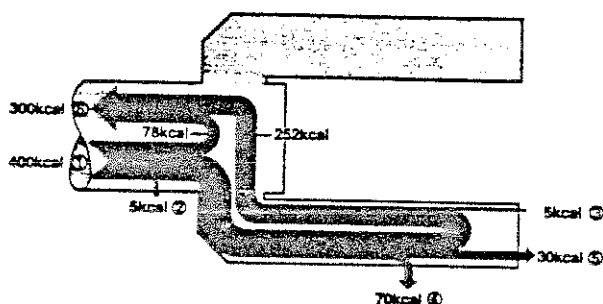
Fig. 22.12. shows a heat balance diagram of an F. L. Smidth Unax-satellite cooler; this heat balance is expressed in kcal/kg clinker, and 0 °C starting temperature. The heat content of the cooling air is included.

Section 22.5.2. contains for comparison a heat balance diagram of a grate cooler (F. L. Smidth Folax cooler). In both cases it was assumed that the heat content of the clinker in the burning zone amounts to 400 kcal/kg clinker, or 720 Btu/lb. It was further established that in both cases, the distance from the burning zone to the cooler inlet (i.e. the length of the kiln's cooling zone) is the same. Therefore, the heat balances of both kinds of coolers are perfectly comparable with one another.

Tabelle 22.1.

Table 22.1.

Kennzahlen und Wärmebilanzen von Planetenkühlern Reference numbers and heat balances of satellite coolers			
Ofentyp — Kiln type		Langer Trockenofen Long dry process kiln	Wärmetauscher-Ofen Preheater kiln
Ofenleistung Kiln capacity	1/24 h	1100	2200
Spez. Wärmeverbrauch Spec. heat consumption	kcal/kg	870	750
Anzahl der Kühlrohre Number of satellite coolers		11	11
Durchmesser × Länge Diameter × length	m	1,65 × 12	1,80 × 18
Temperaturen Temperatures			
Klinkereintritt Clinker into cooler	°C	1200	1250
Klinkeraustritt Clinker leaving cooler	°C	139	135
Wärmeeinnahmen Heat input			
Klinker Clinker	kcal/kg	291	307
Wärmeausgaben Heat expenditures			
Sekundärluft Secondary air	kcal/kg	189	205
Klinkerabwärme Heat in leaving clinker	kcal/kg	23	22
Wandwärmeverluste Heat losses through wall	kcal/kg	79	80
Gesamtwärmeverlust Total heat loss	kcal/kg	102	102
Wirkungsgrad Efficiency	%	65	67



- 1 Klinkerwärme in der Brennzone = Clinker heat in burning zone
- 2 Strahlungsverlust, Kühlzone des Ofens = Radiation loss, kiln cooling zone
- 3 Mit der Kühlluft zugeführt = Heat entering with cooling air
- 4 Strahlungsverlust, Klinkerkühler = Radiation loss, clinker cooler
- 5 Restliche Klinkerwärme = Residual clinker heat
- 6 Rekuperierte Wärme, insgesamt = Recuperated heat, total

Fig. 22.12 Wärmebilanzdiagramm eines F.L. Smidth-Unax-Planetenkühlers

Fig. 22.12 Heat balance diagram of an F.L. Smidth Unax-satellite cooler

22.3.5. Planetenkühler-Antrieb und Arbeitsbedarf

Der Planetenkühler erhöht den Arbeitsbedarf des Ofens und des Abgasgebläses.

Der zusätzliche Arbeitsbedarf des Ofens wird bestimmt nach der Formel:

$$K = 0.03 \times L$$

worin

Spezifischer Arbeitsbedarf, kWh/t Klinker
Länge der Planetenkühler-Rohre, m

where
K = spec. power demand, kWh/metric ton of clinker
L = length of the satellite cooler tubes, m

Bei kleinen Ofen bedeutet dies einen erhöhten spezifischen Arbeitsbedarf von etwa 0.3 kWh/t Klinker und bei dem 4000 t/24 h Ofen mit 27 m Planetenkühlerlänge beträgt der zusätzliche spezifische Arbeitsbedarf $27 \times 0.03 = 0.8$ kWh/t Klinker. Der Druckverlust im Planetenkühler, der 20–40 mm W.S. beträgt, erhöht den spezifischen Arbeitsbedarf des Abgasgebläses um 0.3 kWh/t Klinker beim Trockenofen und um 0.5 kWh/t beim Naßdrehofen. Der gesamte spezifische Arbeitsbedarf des neuen Planetenkühlers liegt in den Grenzen von 0.6 bis 1.3 kWh/t Klinker.

So wie die Planetenkühler der alten Bauweise von allen Zementmaschinenbauunternehmen erzeugt wurden, wird der neue Planetenkühler von allen einschlägigen Firmen angeboten und gebaut.

Hier sei erwähnt, daß bei der Entwicklung der neuen großen Planetenkühler manchmal folgende Schwierigkeiten auftraten [270a]:

1. Statische und mechanische Überbeanspruchung des Ofenrohres; die Folge davon war das Auftreten von Rissen zwischen den Auslauföffnungen [270b].
2. Mangelhafte Ausbildung der Übergangsstutzen vom Ofen zu den Kühlrohren, was Klinkerrückfall in den Ofen und auf die Brennerdüse zur Folge hatte.
3. Kurze Standzeiten der feuerfesten Auskleidung.
4. Thermische Überbeanspruchung der Kühlerrohre führt zu deren erhöhten Verschleiß, was geringe Standzeiten von Futter, Panzerung und Einbauten nach sich zieht; als Notbehelf wird Luft- und Wasserkühlung der Kühlerrohre angewendet.

22.3.5. Satellite cooler drive and power requirement

The satellite cooler increases the power requirement of the kiln and of the ID-fan.

The additional power requirement for the kiln can be determined with the following formula:

Small kilns show an increase in the power requirement of about 0.3 kWh/t of clinker; the 4000 t/24 h kiln with a satellite cooler length of 27 m, has an additional specific power requirement of $27 \times 0.03 = 0.8$ kWh/t of clinker. The pressure drop through the satellite cooler which amounts from 20–40 mm W.G., increases the specific power requirement of the ID-fan by 0.3 kWh/t of clinker in the dry process kiln, and by 0.5 kWh/t in the wet process kiln. The total specific power requirement of the new satellite cooler is within the limits of 0.6–1.3 kWh/t of clinker.

Cement machinery building firms which manufactured conventional satellite coolers now also engage in construction and sale of rotary kilns with satellite coolers of the new design.

Here it should be mentioned that the following difficulties were sometimes encountered with the new type, large satellite coolers [270a]:

1. Static and mechanical overstress of the kiln shell, which resulted in cracks between the clinker discharge openings [270b].
2. Imperfect formation of the transition sockets from the kiln to the cooler tubes, which caused spillage of the clinker into the kiln and on the burner nozzle.
3. Short-term durability of the refractory lining.
4. Increased wear of the cooler tubes due to their thermal overstrain, as well as short-term durability of refractory, metal linings and lifters; air and water cooling are applied as a makeshift.

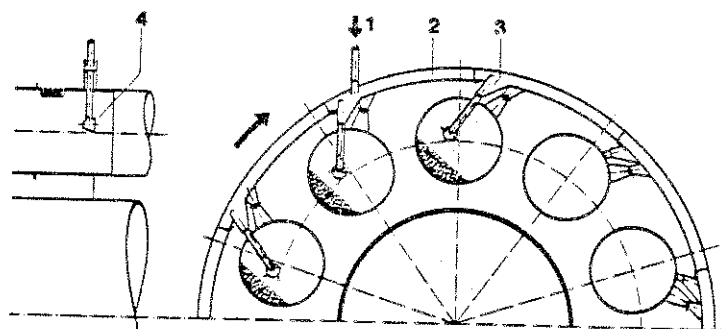
5. Das Problem der Befestigung der langen Kühlerrohre am Ofenmantel in Verbindung mit deren Wärmedehnung machte besondere konstruktive Maßnahmen notwendig.
6. Die beträchtliche Lärmentwicklung erfordert aufwendige Schallschutz-Maßnahmen wie Errichtung von Schallschutz-Wänden zu beiden Seiten der Kühlerrohre.

Ferner sei bemerkt, daß die Investitionskosten eines Planetenkühler-Drehofens neuer Bauart denen eines Drehofens einschließlich Rostkühler gleichkommen.

Für den Vergleich der Investitionskosten beider Ofensysteme ist es von Bedeutung, welche Ansprüche an die Kühlerabluftentstaubungsintensität gestellt werden. Dies wiederum hängt von den gesetzlichen Vorschriften, die am Standort maßgebend sind, ab. Außerdem ist hier von Bedeutung, mit welchen Auflagen auf der anderen Seite der Planetenkühler hinsichtlich Lärmschutzmaßnahmen belastet wird.

22.3.6. Wasserkühlung im Planetenkühler

Im Falle von Spitzenleistungen oder bei eintretenden Unregelmäßigkeiten im Ofenbereich, können hohe Klinkertemperaturen am Auslauf der Planetenkühler auftreten. Für diesen Zweck hat F. L. Smidth eine innenseitige Wasserkühlung des Klinkers, unmittelbar vor dem Auslauf aus dem Planetenkühler, entwickelt (siehe Fig. 22.13).



- 1 Wasserzufuhr = Water supply
- 2 Zulauftrinne = Supply channel

Fig. 22.13. F. L. Smidth-Wasserkühlung im Planetenkühler

Die Kühlwasserzugabe erfolgt in Prozent des Klinkergewichtes. Bei einem Kühlvermögen von 25 grd C/1 % Wasser, wird das Verdampfungsvermögen des Wassers fast voll ausgenutzt. Je nach Bedarf werden bis zu 4 % Wasser kontinuierlich in die Planetenkühler geleitet. Die Wasserzugabe erfolgt gemäß der oben dargestellten Anordnung.

Nach Angaben des Herstellers bilden sich keine Anbackungen; auch der Wärmeverbrauch soll durch diese Kühlmethode nicht merkbar beeinflusst werden [87c].

5. The problem of attaching the long cooler tubes to the kiln shell in conjunction with their thermal expansion required special constructional arrangements.
6. Excessive noise pollution requires costly silencers, such as sound-barriers on both sides of the cooler tubes.

It should be further noted that the investment cost of a rotary kiln with satellite coolers of the new design, equals that of a rotary kiln with a grate cooler included.

To compare the investment costs of both kiln systems, it is of importance to know the limitations concerning the discharge of particulate matter of the cooler exit air into the atmosphere. This again depends on the local environmental regulations. In addition to the above considerations, to run a planetary cooler it is important to know the local noise pollution restrictions and the cost to comply with them.

22.3.6. Water cooling in satellite cooler

During peak loads and in case of kiln upset conditions, high temperatures of clinker leaving the satellite cooler, can occur. For this purpose, the F. L. Smidth Co. developed an internal water cooling system of the clinker, working directly ahead of the cooler outlet (see Fig. 22.13).

- 3 Einlauftrichter = Inlet funnel
- 4 Konischer Auslauf = Conical outlet

Fig. 22.13. F. L. Smidth-water cooling in satellite cooler

Addition of cooling water is expressed in percent of clinker weight. At a cooling ability of 25 °C/1 % of water, the evaporation capacity of the water is almost completely utilized. In case of need, up to 4 % of water are continuously supplied into the satellite coolers. The above shown arrangement indicates the way how the water is supplied into the cooler.

According to the manufacturer, no caking occurs at this kind of cooling; also the heat consumption is not appreciably affected [87c].

22.3.7. Der Humboldt-Wedag-Satellitenkühler

Der seit langem für die Klinkerkühlung bei Naß-Drehrohröfen eingesetzte Humboldt-Doppelstromkühler wurde abgelöst durch den Humboldt-Wedag-Satellitenkühler, der von der KHD Humboldt Wedag AG für eine Klinkerproduktion bis 5000 t/d gebaut werden kann. Fig. 22.13.a zeigt eine ausgeführte Anlage.



Die Satelliten bestehen aus Übergangsstück, zweigeteiltem Einlaufkrümmer, Satellitenrohr mit Einbauten, Fest- und Loslager und Austragsteil.

Die ausgemauerten Übergangsstücke aus hochtemperaturbeständigem, in allen Temperaturbereichen versprödungsfreiem Stahlguß, schützen die Rohrstützen an den Austragsöffnungen des Ofens vor Verschleiß.

Die Einlaufkrümmer sind austauschbar und werden am Satellitenrohr durch eine gegen Verdrehung gesicherte Klemmflanschverbindung befestigt. Sie sind so gestaltet, daß ein Rücklaufen des Klinkers in den Drehofen weitgehend vermieden wird. Der Einlaufkrümmer erhält eine hochtemperaturbeständige, verschleißfeste Auskleidung. Zwischen Drehofen und Einlaufkrümmer ist eine stopfbuchsartige Dichtung angeordnet, welche die axialen Wärmedehnungen und Schrumpfungen des Einlaufkrümmers aufnimmt.

Die Satellitenrohre sind zweifach gelagert. Das einlaufseitig angeordnete Festlager übernimmt die axiale Festlegung und verhindert gleichzeitig das Verdrehen des Satellitenrohres. Das Loslager ermöglicht ungehindert die durch Temperaturdifferenzen auftretenden Längenänderungen. Das erforderliche Spiel zwischen Lagerung und Satellitenrohr ist jedoch je nach den Erfordernissen einstellbar.

Entsprechend den von dem Einlaufkrümmer bis zu der Austragsöffnung des Satellitenrohres abnehmenden Klinkertemperaturen ist das Satellitenrohr in unterschiedliche Ausmauerungszonen und Zonen für bestimmte Einbauten aufgeteilt.

An die Austragsöffnung des Satellitenrohres ist ein austauschbares Stück angeschraubt, das eine Klassierung des Klinkers in der Weise bewirkt, daß das Fein-

22.3.7. The Humboldt-Wedag satellite cooler

The Humboldt double stream cooler which in the past was in use to cool clinker from wet process rotary kilns, was replaced by the Humboldt-Wedag satellite cooler; this cooler, which is shown in Fig. 22.13.a, is manufactured by the KHD Humboldt Wedag AG for clinker capacities up to 5000 t/24 h.

Fig. 22.13.a. Humboldt-Wedag-Satellitenkühler

Fig. 22.13.a. Humboldt-Wedag satellite cooler

The satellites consist of a transition piece, a double divided inlet elbow, satellite tube shell with internal constructions, fixed and loose supports, and of the discharge arrangement.

The refractory lined transition sections consist of high temperature resistant cast steel; this steel is in all temperature ranges free of embrittlement, and protects the sockets of the kiln's discharge openings against wear.

The inlet elbows are exchangeable and are fastened to the satellite tube by a clamp flange, secured against turning. Their construction does not allow the clinker to return into the kiln. The inlet elbow is furnished with a high temperature and wear resistant lining. A packing box gasket located between kiln and inlet elbow absorbs the axial heat expansions and contractions of the inlet elbow.

The satellite tubes are double supported. The fixed support arranged close to the inlet elbow, takes care for the axial fixing, and prevents at the same time distortion of the satellite tube. The loose support enables without obstruction to absorb changes of the tube length, caused by temperature variations. The required clearance between support and satellite tube is adjustable according to the demand.

Corresponding to the decreasing clinker temperatures from the inlet elbow to the discharge opening, the satellite tube is divided into different refractory lining zones, as well as in zones furnished with special internal constructions.

The discharge opening of the satellite cooler is supplied with a special arrangement, allowing a size classification of the clinker. Fine particles up to about

22.4. Der Rostkühler

gut bis ca. 25 mm Korngröße durch den auswechselbaren Siebrost direkt zum Klinkertransport gelangt. Der grobkörnige Klinker wird durch eine seitliche Öffnung mit angeschweißter Schurre dem Klinkerbrecher zugeführt.

22.3.8. Kühltrommel/Planetenkühler-Kombination von Krupp Polysius

Um die Vorteile des Planetenkühlers (große Strahlungsfläche) zu nutzen und um die Nachteile der Kühltrommel (große Abmessungen) zu umgehen, hat Krupp Polysius eine Kühltrommel/Planetenkühler-Kombination für große Ofenleistungen entwickelt. Fig. 22.13.b. zeigt die Abmessungen einer ausgeführten Anlage für 5000 t/d.

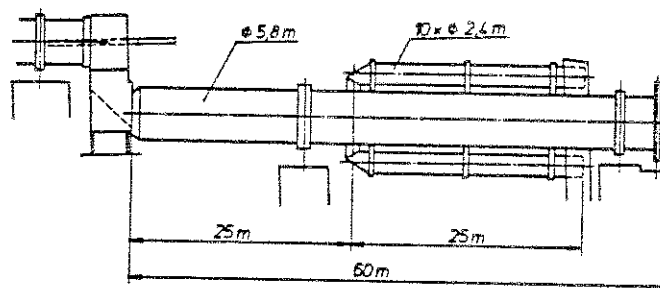


Fig. 22.13.b. Krupp Polysius-Kühltrommel/Planeten-Kühler-Kombination

Da diese Kühlerkombination dem Ofen nachgeschaltet ist, können die Neigung und Drehzahl der Ofenleistung angepaßt werden.

22.4. Der Rostkühler

Der Klinker-Rostkühler mit Luftabschreckkühlung, der allgemein unter dem Namen Fuller-Kühler bekannt ist, wurde von der Firma Fuller, Bethlehem, Pa. USA, für die Zusammenwirkung mit dem Drehofen entwickelt. Der erste Fuller-Kühler wurde im August 1937 in der Valley Forge Zementfabrik in Valley Forge, Pennsylvania, USA, in Betrieb genommen, um die durch Rekristallisation der Magnesia verursachte schädliche Expansion des Zements zu beseitigen.

22.4.1. Der Fuller-Rostkühler

Bei der Entwicklung des Fuller-Kühlers war das Hauptaugenmerk auf die durch rasche Klinkerkühlung herbeigeführte Qualitätsverbesserung des Zements gerichtet. Gleichzeitig zeigte es sich, daß in diesem Kühler ein sehr guter Wärmeaustausch zwischen Kühlluft und dem heißen Klinker stattfindet.

Die geschlossene Bauweise des Fuller-Kühlers ermöglicht die Reinhaltung der Betriebsanlagen. Gegenüber dem Rohrkühler nimmt der Fuller-Kühler

22.4. The grate cooler

25 mm in size, pass the exchangeable grate and are led to the clinker conveyor. Coarse clinker is discharged through a side opening, and is conveyed through a chute to the clinker breaker.

22.3.8. Krupp Polysius-Drum/Planetary Cooler Combination

To make use of the advantages of the planetary cooler (large radiation area) and to avoid the disadvantages of the drum (large dimensions), Krupp Polysius developed a drum/planetary combination for large kiln capacities. Fig. 22.13.b. shows the arrangement and the dimensions of an erected plant for 5000 tpd.

Fig. 22.13.b. Krupp Polysius-Drum/Planetary Cooler Combination

Due to the downstream installation of the cooler combination, i.e. after the kiln, it is possible to adjust inclination and speed to the kiln capacity.

22.4. The grate cooler

The clinker grate cooler with air quenching effect, which is generally known as the Fuller-cooler, was developed by the Fuller Company in Bethlehem, Pa., to be operated in conjunction with the rotary kiln. Operation of the first Fuller cooler started in August 1937 in the Valley Forge Cement Plant in Valley Forge, Pennsylvania; this cooler was developed to eliminate the detrimental effect of cement expansion which was caused by recrystallization of the magnesia.

22.4.1. The Fuller grate cooler

When developing the Fuller cooler, the main object was the improvement of the cement's quality, resulting from rapid cooling of the clinker. Simultaneously it was found that this cooler promotes a very good heat exchange between the hot clinker and the cooling air.

The self-contained construction of the Fuller cooler provides the means to keep the cooler area clean. Compared to the rotary cooler, the Fuller cooler as

als solcher etwa 20 % weniger Raum ein. Der Fuller-Kühler ermöglicht vollkommene Kontrolle der Sekundärluft- und der Klinkertemperatur; er hat sehr geringe Wärmeverluste durch Strahlung und Konvektion. Der Fuller-Kühler ermöglicht eine schnelle Anfangskühlung des Klinkers, was für die Bildung von Trikalziumsilikat von großer Bedeutung ist. Dieser Kühler ermöglicht hohe Klinkereintrittstemperaturen von etwa 1360–1400 °C, was den thermischen Wirkungsgrad auf 72–75 % erhöht. Durch die Anwendung von überschüssiger Kühlluft wird der Klinker auf etwa 65 °C und darunter herabgekühlt, was die sofortige Vermahlung des Klinkers zu Zement ermöglicht.

Zum Unterschied von den Rohr- und Planetenkühlern, in denen die Kühlung des Klinkers fast ausschließlich im Querstrom erfolgt, vollzieht sie sich beim Fuller-Kühler im Quer- und Gegenstrom.

Fuller-Kühler werden gegenwärtig in Größen bis 10,000 t/24 h hergestellt.

Der Fuller-Klinkerkühler wurde zunächst als Schubrostkühler mit 15° Neigung — in Anlehnung an den Seyboth-Rost für Kesselfeuerung — gebaut. Um an Bauhöhe zu sparen, wurde die Rostneigung zunächst auf 10°, dann auf 5° und darunter reduziert, bis schließlich der horizontale Rostkühler entstand.

Der Schubrostkühler besteht aus Reihen von abwechselnd feststehenden und beweglichen Rostplatten. Der Antrieb der Roste erfolgt über regelbare Motoren; die Rost-Schubzahl liegt im Bereich zwischen 4–22/min. Die Größe der Rostplatten beträgt 300 × 410 mm. Die Länge des Schubes der beweglichen Rostplatten beträgt 120 mm. Das durch die Rostplatten durchfallende Unterkorn des Klinkers gerät in die Luftkammern und wird aus diesen durch luftdichte, motorbetriebene Doppelpendelklappen abgezogen und dann meistens mit einer Schleppkette aus dem Kühlergehäuse entfernt. Vom kalten Rostende gelangt der Klinker auf ein Stabrost, durch den die Hauptmenge des Klinkers auf die Klinkertransporteinrichtung fällt. Am Ende des geneigten Stabrosts befindet sich ein Hammerbrecher, der die groben Klinkerstücke zerkleinert. Zwecks weiterer Kühlung und Zerkleinerung wird der Klinker durch den Hammerbrecher zu den Endrostplatten zurückgeworfen.

Die fortschreitende Vergrößerung der Drehöfen schaffte für den horizontalen Fuller-Kühler neue Probleme. Es zeigte sich, daß größere Drehöfen — mit etwa 1000 t/24 h Durchsatz und darüber — Klinker kleinerer Korngröße erzeugen. Die rasch expandierende Kühlluft verursachte, daß der feinkörnige Klinker sich auf dem horizontalen Schubrost wie ein Fließbett verhielt und die Rostschübe daher keinen Transporteffekt erzeugten, wobei die Höhe des Klinkerbettes gefährliche Dimensionen annahm.

22.4.2. Der Fuller-Kombinationskühler

Um diese Schwierigkeiten zu überwinden, wurde der Fuller-Kombinationskühler entwickelt, dessen erstes

solches requires about 20 % less space. The Fuller cooler enables complete control of the secondary air and the clinker temperature. The heat losses of this cooler by radiation and convection are extremely low. The Fuller cooler develops a fast initial cooling of the clinker; this fact is of great importance for the formation of tricalcium silicate. This cooler allows for clinker input temperatures of about 1360–1400 °C, which increases the thermal efficiency up to 72–75 %. The application of excess cooling air results in cooling of the clinker down to 65 °C; this temperature allows an immediate grinding of the clinker to finished cement.

In contrast to the rotary and planetary coolers where cooling of clinker is predominantly performed by transverse air current, the Fuller cooler, cools with a combination of cross-current and counter-current air.

Presently, Fuller coolers are manufactured in size up to 10,000 metric t/24 h.

Originally, the Fuller cooler was constructed with 15° slope, modelled on the Seyboth grate for boiler firing. To reduce headroom the slope of the grate was first lowered to 10°, and later to 5°; at the end of this trend the horizontal grate cooler was finally developed.

The reciprocating grate cooler consists of alternating rows of immobile and mobile grates. The grates are driven by variable speed motors; the number of grate strokes varies from a minimum of 4 to a maximum of 22/min. The size of the grate plates is 300 × 410 mm. The thrust length of the mobile grates is 120 mm. The undersize clinker particles passing the grate plates enter the air compartments, from where they are discharged by motor operated airtight double tipping valves; in most cooler constructions usually a drag chain is applied to remove the spillage from the cooler housing. The cold grate end discharges the clinker to an inclined grid, from where the main part of the clinker, after passing the grid, drops to clinker conveyor. A clinker breaker located at the end of the inclined grid serves the purpose of disintegrating larger chunks of clinker; it projects the clinker back to the end grates for further cooling and size reduction.

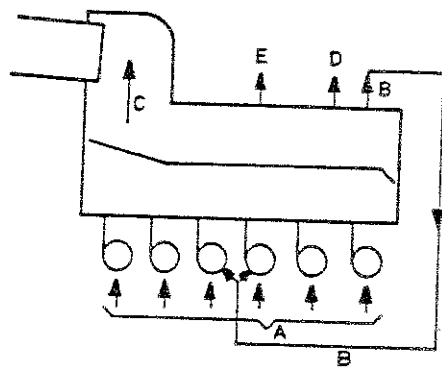
With the progressive increase in size of rotary kilns, the horizontal Fuller cooler encountered new problems. It happened that larger rotary kilns with capacities of 1000 mt/24 h and more, had a tendency to produce clinker of finer particle sizes. The hot bed of fine clinker on the horizontal grate became fluidized from the rapid expansion of the upcoming cooling air in such a way that the horizontal grates would reciprocate without advancing the clinker through the hot zone, thus causing a dangerous height of the clinker bed.

22.4.2. The Fuller combination cooler

To overcome situations of this type the Fuller combination cooler was developed, the first of which was

Exemplar im Jahre 1965 in der Zementfabrik der Atlantic Cement Company in Ravenna im Staate New York in Betrieb genommen wurde.

Der Fuller-Kombinationskühler hat auf der Klinkereinlaufseite einen Schrägrost mit 5° Neigung. Gleichzeitig wurde die Stirnseite der Schubroste von 5 cm auf 8.3 cm erhöht. Diese Maßnahmen halfen zur Überwindung des Fließbetteffektes [271]. An den Schrägrost schließt sich ein horizontaler Rost an. Beide Roste haben getrennten Antrieb, dessen Geschwindigkeit regelbar ist. In weiterer Verfolgung dieses Gedankens wurde ein Kombinationskühler mit drei Schubrosten gebaut. Die ersten zwei Roste haben eine Neigung von 3°, der dritte Rost ist horizontal. Dieser Kombinationskühler ist von besonderer Bauart und ermöglicht verschiedene Abzweigungen von Heißluft und zwar für Schnellkalkzinierer, Rohmaterialtrockner, Kohlemühlen, Brenner, Abhitzeessel usw.



Im Zusammenhang mit dem Begriff der „Mittenabluft“ des Klinkerkühlers sei auf Fig. 22.14. verwiesen; dieses Bild enthält eine schematische Darstellung der verschiedenen Luftarten des Kühlers. Über Duotherm-Luft bzw. Duotherm-Schaltung siehe Abschnitt 22.4.3.

Die modernste Bauart des Fuller-Kombinationskühlers besteht aus:

- einem Schrägrost
- einem kurzen Horizontalrost
- einem Klinkerbrecher
- einem langen Horizontalrost

Der Vorteil dieser Anordnung besteht darin, daß große Klinkerbrocken nach dem Brechen nochmals intensiv gekühlt werden.

Mit der Einführung der Wärmetauscheröfen und deren niedrigem Wärmeverbrauch zum Klinkerbrennen steigerten sich die wärmewirtschaftlichen Anforderungen an den Rostkühler. Man mußte nun dem Drehofen mehr Wärme in einer kleineren Sekundärluftmenge zuführen. Man erhöhte deshalb das Klinkerbett bis auf 450–760 mm Höhe, um auf diese Weise eine hohe Temperatur der Sekundärluft zu erreichen. Dies wurde durch Verengung der Rostbreite des geneigten Rostes und durch niedrigere

installed in 1965 in the cement plant of the Atlantic Cement Company in Ravenna, New York.

The first section to the feed end of the Fuller combination cooler is constructed on a 5° slope. Simultaneously, the height of the pushing face of the grate was increased from 5 to 8.3 cm. These provisions helped to overcome the fluid bed effect [271]. The remainder of the cooler length consists of a horizontal reciprocating grate. Both grates have separate speed controlled drives. In further pursuance of this concept, a combination cooler with three reciprocating grates was designed. The slope of the first two grates is 3°, the third grate is horizontal. This combination cooler is of a special construction that allows for numerous hot air takeoffs, i.e. flash furnace, raw material dryers, coal mills, burners, waste heat boilers, etc.

- Kühlluft (kalte Außenluft) = Cooling air (cold ambient air)
- Umluft (bei Duothermschaltung) = Circulating air (duotherm circuit)
- Sekundärluft (heiße Kühlluft zum Ofen) = Secondary air (hot cooler air to kiln)
- Abluft (zum Kamin) = Cooler vent or exit air (to stack)
- Mittenabluft (zur Trocknung) = Center exit air (for drying)

Fig. 22.14. Bezeichnung der verschiedenen Luftarten des Rost-Klinkerkühlers

Fig. 22.14. Different kinds of air of a grate clinker cooler

In connection with the definition "center exit air" of the cooler, reference is made to Fig. 22.14.; this sketch shows the different kinds of clinker cooler air. The duotherm-air or duotherm circuit is explained in section 22.4.3.

An alternate construction of a Fuller combination cooler consists of:

- a sloping grate
- a short horizontal grate
- a clinker breaker
- a long horizontal grate.

The advantage of this arrangement is that after crushing the large clinker chunks, the material is then cooled to the required temperature.

Together with the introduction of the preheater kilns with their low heat consumption for clinker burning, there was a growing increase in the demands pertaining to the heat economy of the grate cooler. Now it was imperative to introduce more heat into the rotary kiln with a lower volume of secondary air. For this purpose the height of the clinker bed was increased up to 450–760 mm, thus producing a higher temperature of the secondary air. This was achieved by narrowing the width of the inclined grate

Schubzahlen erreicht. Die Rostbreite auf der Klinkereinlaufseite gleicht etwa dem halben lichten Ofendurchmesser.

Der horizontale Rost ist 60–90 cm breiter als der geneigte Rost, hat höhere Schubzahlen und ein niedrigeres Klinkerbett, um mit niedrigerem Druck der Kühlluft auszukommen.

In Fig. 22.15. ist ein Fuller-Kombinationskühler mit 7 Luftkammern im Längsschnitt und Grundriß dargestellt.

as well as by lowering the grate speed. The grate width at the clinker feed end equals approximately half the kiln diameter measured on the refractory.

The horizontal grate is 60–90 cm wider than the inclined grate, with higher grate velocities and a thinner clinker bed for lower pressure of the cooling air.

Fig. 22.15. shows the longitudinal section and the layout of a Fuller combination cooler with 7 air compartments.

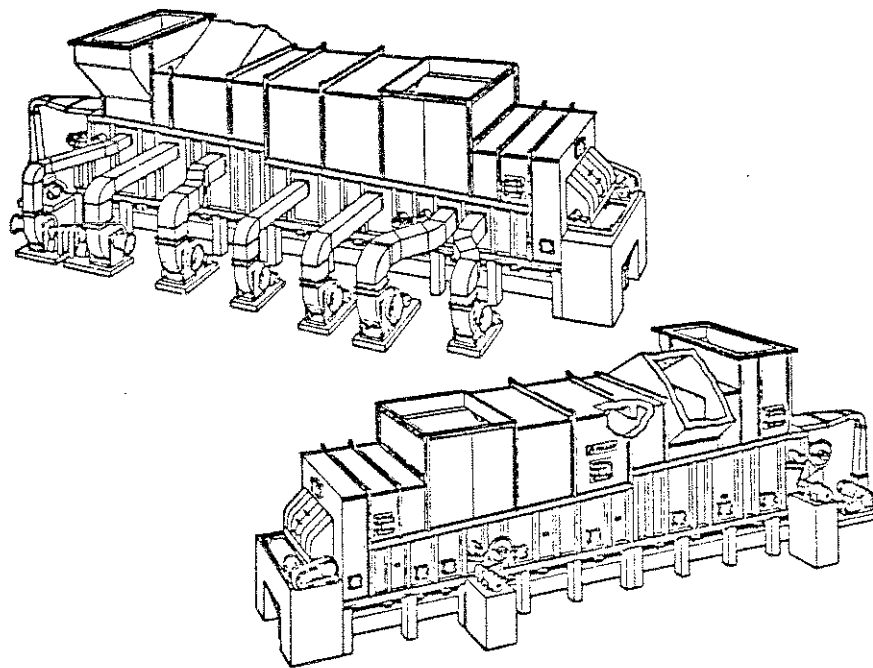


Fig. 22.15. Fuller Kombinations-Schubrostkühler; beidseitige Ansicht

Fig. 22.15. Fuller combination and reciprocating grate cooler; view of both sides

Die gesamte Kühlerlänge ist unter dem Rost in einzelne Luftkammern aufgeteilt; jede Kammer ist mit einem eigenen Kühlluftventilator ausgestattet.

Bei einem 2000 t/24 h Fuller-Kühler gibt es 7 Luftkammern. Die Trennwände ragen bis an den Rost heran und sind an den feststehenden Rostplatten abgedichtet. Der Zweck der Luftkammern ist, die eingeblasene Luftmenge vertikal nach oben durch das Klinkerbett passieren zu lassen. Entlang der Kühlerlänge ist dadurch das Klinkerbett in 7 Felder von verschiedenen Temperaturen aufgeteilt. Mit fallender Temperatur des Klinkerbetts nimmt die Expansion und Geschwindigkeit der Kühlluft ab; proportional dazu reduziert sich der zur Durchdringung des Klinkerbettes erforderliche Luftdruck. Vom Klinkereinlauf gerechnet (die erste Luftkammer hat einen Kühlluftventilator von 600–760 mm W.S. statischem Druck), ist jede nachfolgende Luftkammer mit einem Ventilator von niedrigerem statischen Druck ausgestattet. Der kälteste Abschnitt hat einen Ventilator, der einen statischen Druck von 200–250 mm W.S. erzeugt.

Underneath the cooler grates, the length of the cooler is divided into individual air compartments; each air compartment is equipped with its own air fan.

A Fuller cooler with a capacity of 2000 mt/24 h is equipped with 7 air compartments. The partitions are installed from the floor up to the grate, and are sealed on the stationary grate supports. The purpose of the air compartments is, to let the cooling air flow only upward through the bed of material in the desired bed area. Thus, along the cooler length the clinker bed is divided into 7 fields of different temperatures. The expansion and the velocity of the cooling air decreases with the declining temperature of the clinker bed; concurrently with this, the required air pressure for penetration of the clinker bed drops proportionately. Counting from the clinker inlet (the static pressure of the fan for the first air compartment is 600–760 mm W.G.), each following air chamber is supplied with a fan of lower static pressure. The fan of the coldest section has a static pressure of 200–250 mm W.G.

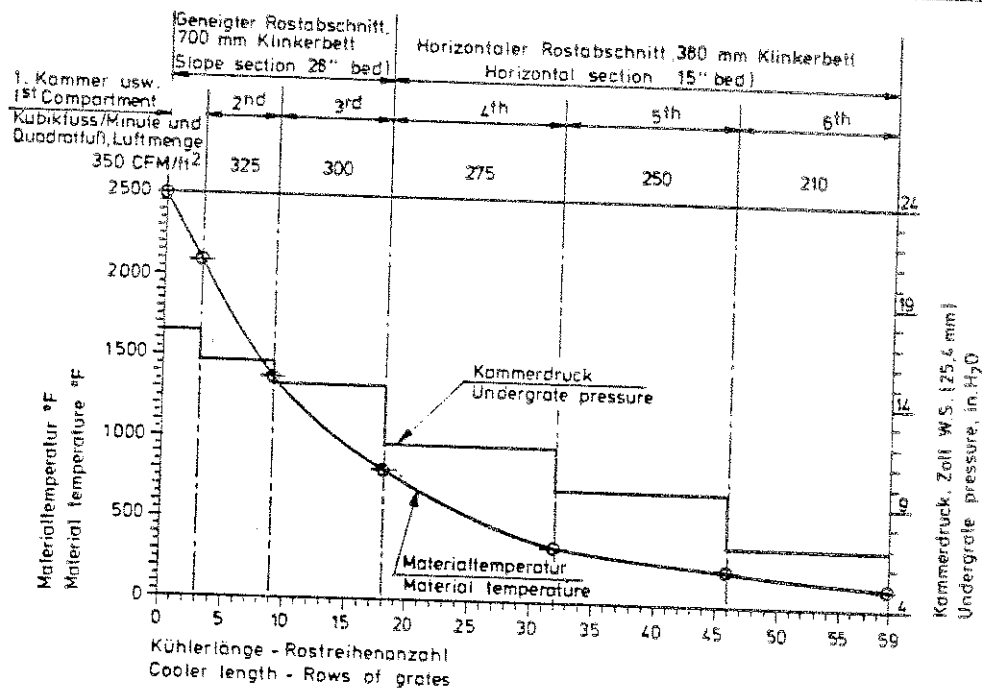


Fig. 22.16. Luftkammerdrücke und Materialtemperaturen eines Fuller-Rostkühlers mit 6 Luftkammern

Fig. 22.16. Air-compartment pressures and material temperatures of a Fuller grate cooler with 6 air compartments

Das in Fig. 22.16. dargestellte Diagramm enthält Luftkammerdrücke und Klinkertemperaturen eines typischen Fuller-Klinkerkombinationskühlers für einen Durchsatz von etwa 1700 t/24 h, mit einem Kühlbereich von 1360 bis 65 °C [272].

Für die Berechnung der Sekundärlufttemperatur gilt folgende empirische Formel:

$$t = \frac{3250(347 - K)}{(X \cdot n)} (^{\circ}\text{C})$$

In der Formel bedeuten:

Spez. Wärmeverbrauch des Ofens,
kcal/kg Klinker

Luftüberschuß

Wärmeverlust des Kühlers, kcal/kg Klinker

Notation:
= X = specific heat consumption of the kiln,
kcal/kg clinker
= n = excess air
= K = heat loss of the cooler, kcal/kg clinker

Die Werte 3250 und 347 sind Konstanten.

The figures 3250 and 347 are constants.

Beträgt z. B. der spezifische Wärmeverbrauch 830 kcal/kg Klinker, der Luftüberschuß = 1.1 und der Wärmeverlust im Kühler 92 kcal/kg Klinker, dann ist die Temperatur der Sekundärluft

If, e.g., we assume a specific heat consumption of 830 kcal/kg clinker, an excess air number of 1.1, and a heat loss of the cooler of 92 kcal/kg clinker, then the secondary air has a temperature of

$$t = \frac{3250(347 - 92)}{(830 \times 1.1)} = 907 ^{\circ}\text{C}$$

Der Kühlereinlaufquerschnitt ist so bemessen, um der den Kühler verlassenden Sekundärluft eine Geschwindigkeit von etwa 4 m/sec zu erteilen.

The cooler's clinker inlet cross-section is sized for a velocity of the ascending secondary air of 4 m/sec.

Die Leistung der Kühlerventilatoren ist für eine Luftmenge von 3–3.15 Nm³/kg Klinker bemessen.

The capacity of the cooler fans is designed for a specific air volume of 3–3.15 st.m³/kg of clinker.

Die spezifische Rostbelastung beträgt 38–43 t Klinker je $\text{m}^2 \cdot 24 \text{ h}$.

Ein Rostkühler für einen Durchsatz von 2000 t/24 h hat für den Antrieb der Kühlluftventilatoren, der Schubroste und der Abluftventilatoren eine installierte Leistung von 785 kW; davon entfallen 525 kW auf die Kühlluftventilatoren sowie die Rostantriebe und 260 kW auf die Abluftventilatoren.

Durch die Konstruktion von Kühlern mit höherer Klinkeraustrittstemperatur kann dieser Verbrauch bedeutend reduziert werden. Ebenfalls kann auch der Energieverbrauch gesenkt werden, indem man drehzahlregelbare Motoren für den Gebläseantrieb verwendet.

Da die Kühlluftmenge und die Schubrostgeschwindigkeit unabhängig vom Betrieb des Drehofens geregelt werden können, kann der Rostkühler Durchsatzschwankungen bis zu 50 % über der nominellen Leistung vorübergehend verarbeiten. Dies wird als normale Überlastung angesehen.

22.4.3. Die Duothermschaltung

Bei der Duothermschaltung des Rostkühlers wird ein Teil der warmen Kühlerabluft als Umluft in die erste und zweite Luftkammer geführt. Dies verringert die Abluftmenge und daher die Abluftwärmeverluste um etwa 25 kcal/kg Klinker, was den Wirkungsgrad des Kühlers verbessert. Bei der Duothermschaltung kann 1.3 bis 1.8 Nm^3 Frischluft je kg Klinker verwendet werden. Diese Arbeitsweise verursacht jedoch eine höhere thermische Belastung der Rostplatten. Mit der Einführung des Wärmetauschers ist diese Alternative mehr annehmbar und zwar sowohl zu Schutz als auch für die Forderung nach weniger Staubemissionspunkten im Zementwerk.

Dort wo die Bestimmungen es zulassen, wird die Kühlerabluft in Multizyklonen entstaubt. Meistens jedoch wird die Kühlerabluft in Gewebe-, Kiesbett- oder Elektrofiltern entstaubt. Der Staubgehalt beträgt am Filtereingang 10–15 g/ Nm^3 und nach einem Elektrofilter maximal 0.115 g/ Nm^3 .

22.4.4. Größenbezeichnung der Fuller-Kühler

Wird ein Fuller-Rostkühler z. B. mit 831/1050 bezeichnet, so bedeutet das, daß der geneigte Rost 8 Fuß breit und 31 Fuß lang ist; der horizontale Rost ist 10 Fuß breit und 50 Fuß lang. Ein Fuller-Kühler für einen Durchsatz von 4000 t/24 h mit einer Klinkeraustrittstemperatur von 65 °C hat die Größenbezeichnung 1028S/1032S/1236H und besteht aus 10 Luftkammern. S bedeutet 3° Schrägrost und H bezeichnet das Horizontalrost. Die Länge dieses Kühlers beträgt 96 Fuß oder 29 m. Höhere Klinkeraustrittstemperaturen erreicht man mit kürzeren Kühlern, wodurch an Investitionskosten gespart werden kann.

22.4.5. Wärmebilanz des Fuller-Kühlers

Tabelle 22.2. enthält Kennzahlen und die Wärmebilanz eines Fuller-Rostkühlers der Größe 825/1050; der Drehofen ist ein Zyklonvorwärmerofen. Der Durchsatz des Drehofens beträgt 1934 t/24 h [270].

The specific grate capacity is 38–43 metric t of clinker per $1 \text{ m}^2 \cdot 24 \text{ h}$.

The installed power of a grate cooler with a capacity of 2000 t/24 h, including the drive for the cooling air fans, the reciprocating grates, and the vent air fans, is 1050 HP; from this amount, 700 HP is apportioned to the cooling air fans with the grate drives, and 350 HP is for the drive of the vent air fans.

This consumption can be drastically reduced by designing coolers with higher clinker discharge temperature. Power consumption can also be reduced with the utilization of variable speed drive fans.

Since the cooling air as well as the velocity of the reciprocating grate can be controlled independently of the operation of the rotary kiln, the grate cooler is able to temporarily accept throughput fluctuations ranging up to 50 % above the normal capacity. This is considered to be routine overload.

22.4.3. Duotherm circuit

At the duotherm circuit of the grate cooler, part of the hot cooler excess air is led back as recirculating air into the first and second air compartments. This reduces the cooler excess air and thus the heat losses by about 25 kcal/kg of clinker, improving the cooler's efficiency. At the duotherm circuit the consumption of fresh air can be reduced to 1.3–1.8 $\text{st.m}^3/\text{kg}$ of clinker. This procedure however, results in a higher thermal load of the grate plates. This alternate is becoming more acceptable with the advent of heat exchangers for protection and the demand for fewer plant dust emission points.

Where allowable, multicyclones are applied to clean the cooler's excess air. Mostly however, the cooler's dust is recovered in fabric filters, gravel bed filters or electric precipitators. The dust load before entering the filter is 10–15 g/ st.m^3 ; the dust load after leaving an electric precipitator is 0.115 g/ st.m^3 .

22.4.4. Size designation of Fuller coolers

The designation of a Fuller cooler e.g. 831/1050 means that the sloping section is 8 ft wide and 31 ft long; the horizontal section is 10 ft wide and 50 ft long. A Fuller cooler with a capacity of 4000 t/24 h, with a clinker discharge temperature of 65 °C, has a size designation of 1028S/1032S/1236H, consisting of 10 air compartments. S stands for 3° slope, and H is the designation of the horizontal grate. The length of this cooler is 96 ft or 29 m. Higher clinker discharge temperatures require shorter coolers which lower the investment costs.

22.4.5. Heat balance of a Fuller cooler

Table 22.2. contains the heat balance of a Fuller grate cooler of the size 825/1050; the rotary kiln is a cyclone preheater kiln. The rotary kiln's throughput is 1934 t/24 h [270].

Tabelle 22.2

Table 22.2

Kennzahlen und Wärmebilanz eines Fuller-Rostkühlers der Größe 825/1050 Data and heat balance of a Fuller grate cooler, size 825/1050							
1	Temperaturen Klinker am Eintritt Klinker am Austritt Kühlluft Sekundärluft Abluft Mittenabluft	Einheit °C °C °C °C °C °C	Betrag 1460 83 22 920 158 374	1	Temperatures Clinker at inlet Clinker at outlet Cooling air Secondary air Exit air Center exit air	Unit °C °C °C °C °C °C	Amount 1460 83 22 920 158 374
2	Luftüberschuß		1.056	2	Excess air		1.056
3	Luftmengen bezogen auf Klinker Primärluft Kühlluft Sekundärluft Abluft Mittenabluft	Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg	0.034 2.312 0.842 0.889 0.581	3	Air volumes referred to clinker Primary air Cooling air Secondary air Exit air Center exit air	Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg Nm³/kg	0.034 2.312 0.842 0.889 0.581
4	Wärmemengen bezogen auf Klinker Wärmeverbrauch des Ofens Wärmebilanz des Kühlers bezogen auf 20 °C Einnahmen: Klinker Kühlluft	kcal/kg kcal/kg kcal/kg kcal/kg	750 383 1	4	Amount of heat referred to clinker Heat consumption of kiln Heat balance of cooler, ref. to 68 °F Intake Clinker Cooling air	kcal/kg kcal/kg kcal/kg kcal/kg	750 383 1
	Insgesamt	kcal/kg	384		Total	kcal/kg	384
	Ausgaben: Sekundärluft Abluft Mittenabluft Klinkerabwärme Wandwärmeverluste	kcal/kg kcal/kg kcal/kg kcal/kg kcal/kg	257 40 71 12 4		Expenditure Secondary air Exit air Center exit air Heat in leaving clinker Losses through walls	kcal/kg kcal/kg kcal/kg kcal/kg kcal/kg	257 40 71 12 4
	Gesamtwärmeverluste	kcal/kg	127		Total heat losses	kcal/kg	127
5	Kühlerwirkungsgrad Kühlerwirkungsgrad bei Ver- wertung der Mittenabluft	% %	67.1 85.6	5	Cooler efficiency Cooler efficiency when utilizing center exit air	% %	67.1 85.6

22.4.6. Kühlerwirkungsgrad

Der in der Tabelle errechnete Kühlerwirkungsgrad resultiert aus der verhältnismäßig geringen Menge an Sekundärluft sowie aus den Wärmeausgaben, die durch die Mittenabluft und Kühlerabluft entstehen. Wird die Mittenabluft im Produktionsprozeß zum Trocknen der Rohstoffe verwendet, so kann diese Position als Wärmeeinnahme gelten; in diesem Falle beträgt der Kühlerwirkungsgrad 85,6 %. Es ist hierbei zu berücksichtigen, daß bei einem niedrigen spezifischen Wärmebedarf (in der Tabelle 750 kcal/kg Klinker) zum Klinkerbrennen auch weniger Verbrennungsluft im Ofen erforderlich ist und der Ofen daher weniger Sekundärluft braucht, wenn die Luft-

22.4.6. Cooler efficiency

The efficiency of the cooler calculated in the table is a result of the relatively low volume of secondary air, as well as of the center exit air and the cooler excess air. If the center exit air in the production process is utilized for raw material drying, then this position can be counted as a heat input; in this case the cooler efficiency would be 85.6 %. In connection with this, it should be considered that a low specific heat consumption for clinker burning (in the table 750 kcal/kg), requires less combustion air and therefore the kiln consumes less secondary air, if the volume of the excess air is kept constant. In this case the calculation results in an apparent lower cooler efficiency. If

überschusszahl konstant bleiben soll. In diesem Falle errechnet sich ein scheinbarer niedrigerer Kühlerwirkungsgrad. Würde der Ofen 850 oder 950 kcal/kg Klinker verbrauchen, so könnte man mehr heiße Sekundärluft aus dem Kühler in den Ofen einführen, wodurch sich der Kühlerwirkungsgrad erhöhen würde. Da der thermische Wirkungsgrad des Kühlers das Verhältnis zwischen dem Wärmeinhalt des Klinkers und dem Wärmerückgewinn darstellt, ist die für Trocknungszwecke verwendete Kühlermittenafluft ebenfalls ein Wärmerückgewinn und soll daher auch zur Berechnung des Kühlerwirkungsgrades herangezogen werden.

the kiln would require 850 or 950 kcal/kg of clinker, more hot secondary air would be transferred from the cooler into the kiln; this would, of course, increase the cooler's efficiency. Since the thermal efficiency of the cooler is expressed by the ratio resulting from the heat content of the clinker and the recovered heat, the cooler center exit air used for drying, is also a position of heat recovery, which should be considered when calculating the thermal efficiency of the cooler.

22.5. Andere Klinker-Rostkühler

Fast alle Firmen, die Zementmaschinen erzeugen, bauen gegenwärtig Klinker-Rostkühler bzw. dem Klinkerrostkühler ähnliche Maschinen. Es sind dies der Folax-Rostkühler von F. L. Smidth, der Recupol-Kühler mit umlaufendem Rostband von Polysius, der Rostkühler von Krupp Polysius, der Rostkühler der KHD Humboldt Wedag AG und der Vibrationskühler von Allis-Chalmers, USA.

In den Comecon-Ländern werden Rostkühler gebaut: in der UdSSR von der Firma UZTM, in der DDR vom VEB Zementanlagenbau (ZAB), Dessau, Betrieb des VEB Schwermaschinenkombinats „Ernst Thälmann“ (SKET) Magdeburg. Ebenso baut die Prerauer Maschinenfabrik in der Tschechoslowakei Rostkühler. Die polnische Zementmaschinenfabrik PZBM-„Makrum“ in Bydgoszcz (Bromberg) baut Rostkühler Modell „Wolga“ auf Grund sowjetischer Lizenz.

22.5. Other clinker grate coolers

Almost all firms producing cement machinery, now manufacture clinker grate coolers or clinker coolers similar to grate coolers. These are: the Folax grate cooler of the F. L. Smidth Company, the Recupol cooler of the Polysius Company with revolving grate belt; the Krupp Polysius grate cooler, the Humboldt-Wedag grate cooler, and the vibratory cooler of the Allis-Chalmers Co., USA.

In the Comecon-countries, grate coolers are manufactured: in the USSR by the UZTM-Machinery Works, in the German Democratic Republic by the VEB Cement Machinery Manufacturers in Dessau, a subsidiary of the Heavy Machinery Construction Trust Ernst Thälmann in Magdeburg. Grate coolers are also manufactured by the Prerov Machinery Works in Czechoslovakia. The Polish Cement Machinery Works PZBM-„Makrum“ in Bydgoszcz manufactures grate coolers model „Wolga“ based on a Soviet license.

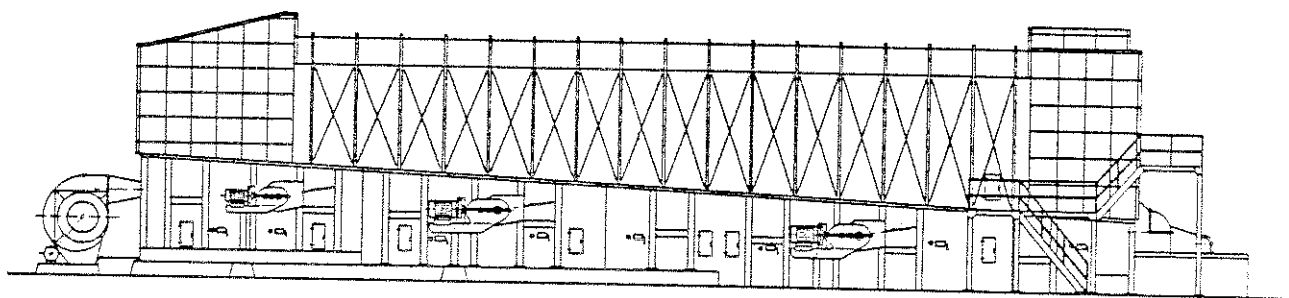


Fig. 22.17. Humboldt-Wedag-Schrägrost-Klinkerkühler

Fig. 22.17. Humboldt-Wedag inclined grate clinker cooler

Der Rostkühler der Firma Claudius Peters, Hamburg, wurde bis 1973 in Lizenz der Firma Fuller gebaut. Der Peters-Kühler (auch Kombi-Kühler genannt) weist eine Neigung von 3° auf; siehe Fig. 22.18. Der Kühler kann aber auch 3° durchgehend bzw. durchgehend horizontal ausgeführt werden.

The grate cooler of the Claudius Peters Company, Hamburg, W. Germany, has been manufactured under Fuller license up to 1973. The Peters-cooler (also called Combicooler) is constructed with slope of 3°, as shown in Fig. 22.18. The cooler can also be constructed with a continuous of 3°, or continuously horizontal with no inclination at all.

KHD Humboldt Wedag AG baut Schrägrostkühler mit durchgehender Neigung von 5 % nach dem Funktionsprinzip des Schub-Rostkühlers mit einem

KHD Humboldt Wedag AG manufactures inclined grate coolers with a continuous slope of 5 %, according to the functional principle of the thrust grating

oder mehreren Schubrosten hintereinander oder aber auch Stufenkühler mit Zwischenbrechung.

Der in Fig. 22.17. gezeigte Schrägrostkühler kühlt den Klinker von z. B. 1350 °C bis auf ca. 65 °C über die Umgebungstemperatur ab. Die erhitzte Kühlluft wird zwecks Wärmerückgewinnung dem Brennprozeß als Sekundärluft zugeführt. Ein Teil der Sekundärluft kann bei Bedarf, so beim Pyroclonverfahren, als Tertiärluft teilweise über eine Leitung direkt zum Wärmetauscher geführt werden. Der Warmluftüberschuß kann zur Rohmaterialtrocknung verwendet werden.

Zur Erhöhung des Temperaturniveaus dieser Warmluft kann das Umluftverfahren vorgesehen werden, welches insbesondere beim Stufenkühler empfehlenswert ist.

with one or more thrust grates arranged successively, or also as step coolers with intermediate comminution of the clinker.

The inclined grate cooler shown in Fig. 22.17. cools the clinker from e.g. 1350 °C down to about 65 °C above ambient temperature. For heat recuperation, the heated cooling air is utilized by the burning process as secondary air. According to the plant requirements, e.g. of the Pyroclon-process, one part of the secondary air can be led through a duct as tertiary air directly to the preheater. The excess hot air can be utilized for drying of the raw material.

To increase the temperature level of this hot air, the circulating air process can be applied, which is particularly recommended for the step cooler.

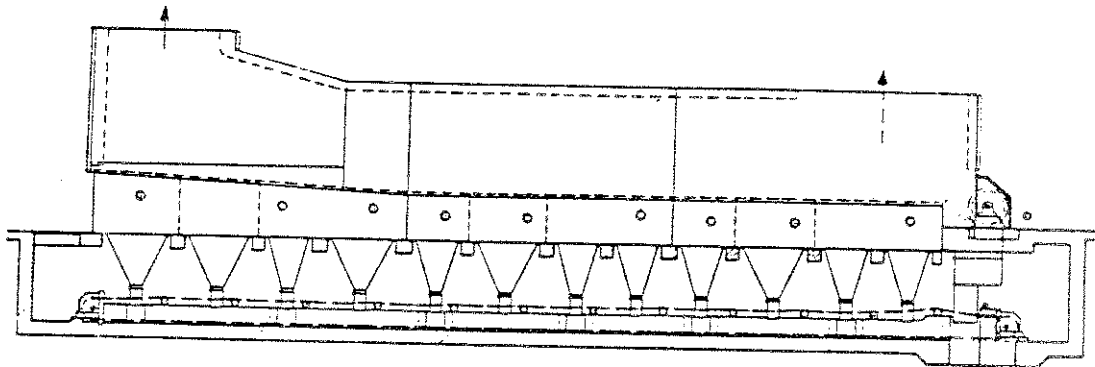


Fig. 22.18. Peters Combi-Kühler

Fig. 22.18. Peters Combi-cooler

Die Restluft wird über eine Entstaubungsanlage in die freie Atmosphäre abgeführt.

Die Wärmerückgewinnung wird im ersten Teil der Rostfläche, der Rekuperationszone, erzielt. Dies wird durch ein hohes, gleichmäßiges, ständig durch den langsamen Vorschub bewegtes und umgewälztes Klinkerbett sowie einer dem Sekundärluftbedarf des Brennprozesses entsprechenden Kühlluftmenge verwirklicht.

Die niedrige Endtemperatur des Klinkers wird durch entsprechende Luftbeaufschlagung und eine im zweiten Teil (Kühlzone) geringere Betthöhe erzielt.

Die Meß- und Regeleinrichtung überwacht kontinuierlich Betthöhe, Vorschubgeschwindigkeit des Rostes, Luftbeaufschlagung der einzelnen Kammern und in besonders extremen Situationen die Ofendrehzahl.

Der vom Drehofen ausgetragene Klinker fällt direkt auf das Rostsystem, das im Gehäuseunterteil gelagert ist. Der Transport des Klinkers erfolgt durch das Rostsystem, wie es bereits im Abschnitt 22.4.1. beschrieben ist. Da die Schubrahmenbewegungsrichtung von dem Winkel der Transportrichtung abweicht, entsteht eine Umwälzung (Relativbewegung) des Klinkers. Hierdurch wird der intensive Wärmeaustausch mit der Luft herbeigeführt.

The remaining air is discharged to the atmosphere after passing a dust collector.

The heat recovery is achieved in the first part of the grate surface of the recuperation zone. This is accomplished by a high, uniformly distributed, slow travelling and revolving clinker bed, as well as by the cooling air volume, which is required as secondary air for the burning process.

The low final clinker temperature is achieved by the application of an appropriate air volume, as well as by a lower height of the clinker bed in the second part (cooling zone).

The control arrangement continuously regulates the height of the clinker bed, the travelling velocity of the grate, the air supply to the particular compartments, and in extreme situations, also the rotary kiln's revolutions.

The clinker leaving the rotary kiln falls directly to the grate system, located in the lower part of the cooler housing. The conveying of the clinker is performed by the grate system, as described in chapter 22.4.1. Since the travelling direction of the thrust frame deviates from the angle of the direction of transportation, the clinker acquires a revolving motion (relative movement). This results in an intensive heat exchange with the air.

Die Rostplatten sind entsprechend den thermischen und mechanischen Belastungen in der Werkstoffqualität abgestuft. Die Rostplatten der Rekuperationszone werden aus einem Sonderstahlguß auf CrNi-Basis, die der Kühlzone aus CrNi-Stahlguß und die der Nachkühlzone aus Cr-Stahlguß hergestellt.

Für Spezialanforderungen liefert die KHD Humboldt Wedag AG verschiedene patentrechtlich geschützte Rostplattenausführungen.

Der Schubrahmenantrieb erfolgt von einem stufenlos regelbaren E-Motor über eine Kupplung mit Überlastsicherung auf ein Hohlwellengetriebe. Dieses Getriebe ist als Schwingengetriebe ausgeführt, d. h. der Antriebsmotor ist direkt auf dem Getriebe montiert. Die Hohlwelle des Getriebes ist kraftschlüssig mit der Antriebsachse verbunden. Auf ihr sind die beiden Exzenter gelagert, die die Verbingung zu dem Schubrahmen herstellen. Die Frequenz der Schübe ist stufenlos verstellbar.

Zum Ausgleich des Ungleichförmigkeitsgrades, der durch die nicht horizontale Bewegungsrichtung des Schubrahmens entsteht, sind Stoßdämpfer zwischen Schubrahmen und Gehäuseunterteil eingebaut.

Die Zentralschmieranlage versorgt über Schmiermittelverteiler alle Lagerungen des Rostkühlers, der Schleppkette und des Brechers mit dosierten Fettmengen.

Das Gehäuseoberteil ist mit den notwendigen, groß dimensionierten Öffnungen für die Volumenströme der Luft versehen, sodaß ein geringer Staubgehalt dieser Volumenströme erzielt wird. Zur Begehung des Rostes sind mehrere Türen am Gehäuseoberteil befestigt. Die Ausmauerung des Gehäuseoberteils besteht aus den Seitenwänden, die im Bereich des Materialbettes mit hoch verschleißfesten Schamottsteinen ausgeführt werden und einer einfachen Gewölbedecke. Weiterhin ist eine Spannvorrichtung zur Nachjustierung der Spannung der Gewölbedecke installiert. Das Feuerfestmaterial wird durch ein Prallblech mit schwerem Kettenvorgang gegen vom Hammerbrecher zurückgeworfenen groben Klinker geschützt. Zur Verminderung der Abstrahlverluste ist eine Isolierung vorgesehen.

Zum Abtransport des durch das Rostsystem gefallenen Feinanteiles des Klinkers sind direkt in das Gehäuseunterteil zwei Schleppkettenförderer eingebaut, was einerseits eine geringere Bauhöhe ergibt und andererseits die Überwachungseinrichtung des Kühlers vereinfacht.

Die Kühlluftventilatoren sind mit dynamisch ausgewuchteten Laufrädern, Leitschaufelreglern zur Einstellung der erforderlichen Volumenströme und einer Meßdüse versehen.

Hinter dem Rostsystem ist eine Spaltschurre zur Absiebung des feinen Klinkers angeordnet, sodaß dem Hammerbrecher nur grober Klinker zugeführt wird.

The material quality of the grate plates is graded according to the thermal and mechanical stress. The grate plates of the recuperation zone consist of a special CrNi-steel casting; the grates of the cooling zone are CrNi-cast steel products, and those of the after cooling zone consist of Cr-steel casting.

For special requirements, KHD Humboldt Wedag AG supplies various patented types of grate plates.

Through a coupling with overload protection, the thrust frame is driven by a variable speed motor over a hollow shaft gear unit. This gear unit is manufactured as an oscillating drive, i. e. the drive motor is mounted directly on top of the gear. A load transmission connects the hollow shaft of the gear with the drive shaft. Both eccentric drives are located on the drive shaft, thereby connecting the gear with the thrust frame. The frequency of the thrust is adjustable by a variable speed controller.

To compensate the coefficient of fluctuation, generated by the non-horizontal direction of motion of the thrust frame, shock absorbers are installed between the thrust frame and the lower housing part.

Through a grease distributor, the central lubricating device, lubricates all grate cooler bearings, the drag chain, and the clinker breaker.

The upper part of the housing is appropriately furnished with the necessary, large sized openings for the particular air streams, to keep the dust content of these air streams low. For access to the grates, the upper housing is supplied with several doors. The lining of the upper housing consists of the side walls and of a simple arched roof. In the area of the material bed, the side walls are furnished with high wear resistant fire clay bricks. Furthermore, a stretching device is installed for adjusting the tension of the arched roof. The refractory is protected by a plate with a heavy chain curtain from the larger clinker chunks reflected by the clinker breaker. To reduce radiation losses, insulation is applied.

For removal of fine clinker particles passing the grate plates, two drag chain conveyors are directly installed in the lower part of the housing. This results in a reduced construction height of the cooler and simplifies simultaneously the cooler's control arrangement.

The cooling air fans are equipped with: dynamic balanced rotors, guide vanes for adjustment of the required air volumes, and with a calibrating nozzle.

Behind the grate system a grizzly is located to separate the fine clinker, so that the clinker breaker is fed only with coarse material.

Die Arbeitsweite des Brechers entspricht der gesamten Breite des Rohrsystems. Es wird somit erreicht, daß der Brecher gleichmäßig beschickt wird.

Die Meß- und Regeltechnik wird den verfahrenstechnischen Anforderungen, die Entstaubungsanlage den Umweltschutzbestimmungen und den gewünschten Anforderungen angepaßt.

22.5.1. Der Polysius-Recupolkühler

Polysius hat unter Verwendung der Bauelemente des Lepolrostes einen Klinker-Rostkühler, den sogenannten Recupolkühler entwickelt. Der Recupolkühler ist in den Abbildungen Fig. 22.19., 22.20. und 22.21. dargestellt.

Der Klinker fällt auf eine Rutsche, die mit einer wassergekühlten Stahlplatte belegt ist. Die gekühlte Platte soll Pilzbildung von heißem Klinker verhindern. Zur richtigen Verteilung des Klinkers kann die Neigung der Platte gegen die Horizontale und quer zum Kühler eingestellt werden.

Während des Kühlprozesses ruht der Klinker auf den umlaufenden Rostplatten. Nach Abwurf des Klinkers kühlen sich die Rostplatten auf dem Rückwege ab und sind nur kurzzeitig im Bereich des Kühlereinflaßes der Einwirkung von heißem Klinker ausgesetzt.

Ein über die gesamte Rostbreite reichendes Hammer-schlagwerk zerkleinert größere Klinkerstücke und schleudert sie zum Nachkühlen auf den Rost zurück. Ein Kettenvorhang schützt die Ausmauerung.

Die Drehzahl der Kühlerantriebswelle ist variabel.

Die Kühlung des Klinkers erfolgt in zwei Zonen. Im Vorkühlbereich bringen Einblasdüsen mit Pulsatoren den Klinker in einen fließbettartigen Zustand mit starkem Kühleffekt. Der Klinker wird dabei in gleichmäßiger Schicht auf die Breite des Rostes verteilt.

Im Nachkühlbereich kommt der Klinker durch geringeren Belüftungsdruck zur Ruhe, nachdem sich im Fließbett der Klinker so geordnet hat, daß das grobe Korn unten und das feine Korn oben liegt. Diese Sortierung wird für die Nachkühlung als günstig angesehen.

Das Fließschema eines einem Lepolofen von 3300 t/24 h nachgeschalteten Recupolkühlers zeigt Fig. 22.21.

Aus dem Nachkühlbereich des Kühlers wird eine Umluftmenge von 1,5 Nm³/kg Klinker mit 170 °C entnommen, in Zyklonen entstaubt und über die Pulsatorgebläse in Kammer 1 und 2 geblasen. Die restlichen 10 Kammern werden mit je einem Ventilator auf jeder Seite mit Frischluft versorgt. Etwa 1 Nm³/kg Klinker mit 290 °C geht als Abluft zur Vortrockenkammer des Lepolrostes.

The working width of the breaker is the same as the total width of the grate system. This guarantees an even feeding of the clinker breaker.

The control arrangement depends on the process requirements; the dust collection system must comply with the local environmental protection requirements, and/or with the customer's specifications.

22.5.1. The Polysius Recupol cooler

Polysius developed a grate clinker cooler (Recupol cooler), making use of the structural elements of the Lepol grate; the Recupol cooler is shown in Fig. 22.19., 22.20. and 22.21.

The clinker falls upon a chute, which is covered by a water cooled steel plate. The function of the cooled chute is to prevent depositing of hot clinker, i.e. the formation of the so-called snowman. For an even distribution of the clinker, the slope of the plate is adjustable in two directions: horizontally as well as laterally to the cooler.

During the cooling process, the clinker rests upon the travelling grate plates. After dropping the clinker at the discharge end, the grate plates are cooled on the return route, and are only transiently exposed to the hot clinker in the area of the cooler inlet.

A clinker breaker covering the total width of the cooler grate, crushes larger pieces of clinker and returns them back into the cooler for aftercooling. A chain curtain protects the refractory lining.

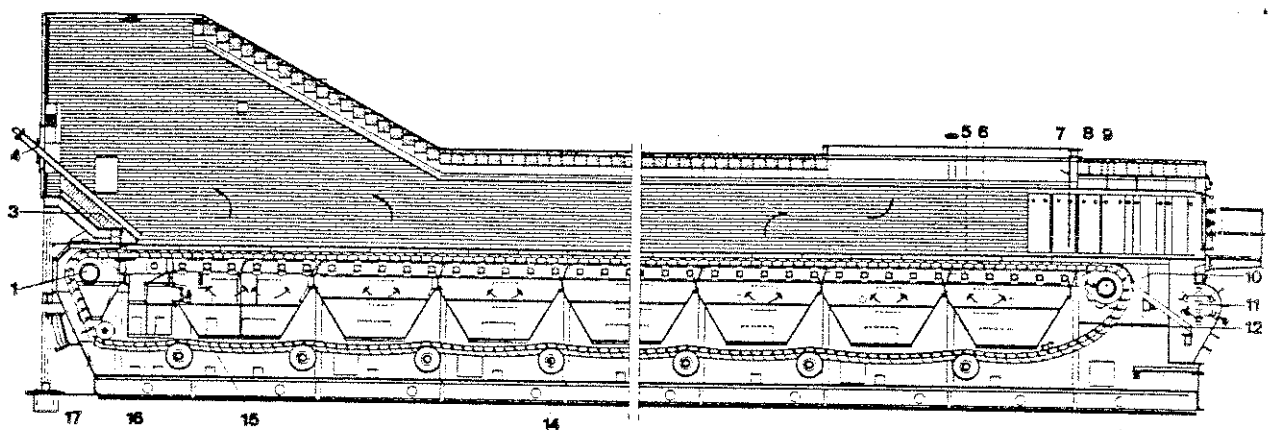
The number of revolutions of the cooler drive shaft is variable.

The cooling of the clinker is performed in two zones. In the precooling area, air injecting and pulsating nozzles transform the clinker layer into a state similar to a fluid bed, thus improving the cooling effect. This also results in an even distribution of the clinker over the width of the grate.

Due to lower aeration pressure in the secondary cooling area, the clinker bed calms down, causing an accumulation of fine clinker particles in the upper part, and of coarse clinker in the lower part of the clinker bed. This particle separation is considered of particular advantage for secondary cooling.

The flow chart of a Recupol cooler working in conjunction with a 3630 short t/24 h capacity Lepol kiln is shown in Fig. 22.21.

Waste air in the amount of 1.5 st.m³/kg of clinker is branched off from the low cooling area of the cooler, and — after cleaning in cyclones — led via pulsating blowers, back into cooler compartments No 1 and 2. Two fans, one on each side of the cooler, supply the remaining 10 compartments with fresh air. About 1.0 st.m³/kg clinker with a temperature of 290 °C, the so-called center exit air, is led into the predrying compartment of the Lepol-grate.

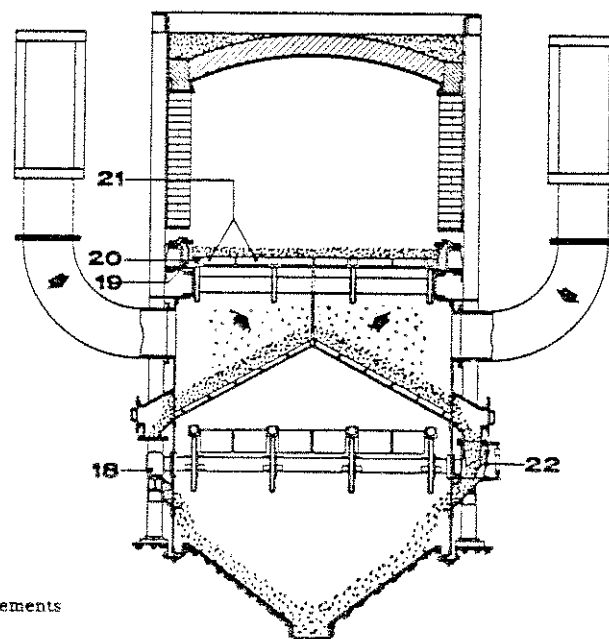


- 1 Umlenkachse = Turning shaft
- 3 Stützkonsolle = Supporting girder
- 4 Wassergekühlte Stahlplatte = Water cooled steel plate
- 5 Obere Tragbahnnachse = Shaft for upper traveling route
- 6 Seitenplatte = Siding plate
- 7 Kettenvorhang = Chain curtain
- 8 Kettenrad = Chain wheel

- 9 Antriebswelle = Drive shaft
- 10 Abstreifrost = Strip off grate
- 11 Hammerschlagwerk = Clinker breaker
- 12 Rostbolzen = Grate bolt
- 14 Untere Tragbahnnachse = Shaft for lower traveling route
- 15 Pulsator = Pulsator
- 16 Blasdüse = Blower nozzle
- 17 Schlepp-Platte = Drag plate

Fig. 22.19. Längsschnitt des Recupolkühlers

Fig. 22.19. Longitudinal section of the Recupol cooler



- 18 Gleitlager = Slide bearing
- 19 Dichtungselemente = Sealing elements
- 20 Kettenglied = Chain link

- 21 Rostplatte = Grate plate
- 22 Pendelklappe = Flap gate

Fig. 22.20. Querschnitt des Recupolkühlers

Fig. 22.20. Cross-section of the Recupol cooler

Die belüftete Fläche des Recupolkühlers ist bei 3,300 t/24 mit 35.8 t/24 h · m² belastet.

Die Höhe des Klinkerbettes auf dem Kühlrost beträgt ca. 200 mm, die Kühlluftpressung im Vorkühlbereich ca. 350 mm WS. Im Nachkühlbereich sinkt die Pressung auf ca. 150 mm WS. ab.

At a capacity of 3630 short t/24 h, the aerated area of the Recupol cooler is charged with 39.4 t/24 h · m².

The thickness of the clinker bed on the cooling grate is approximately 200 mm. In the precooling area, the pressure of the cooling air is about 350 mm W.G. In the low cooling area, the pressure drops down + about 150 mm W.G.

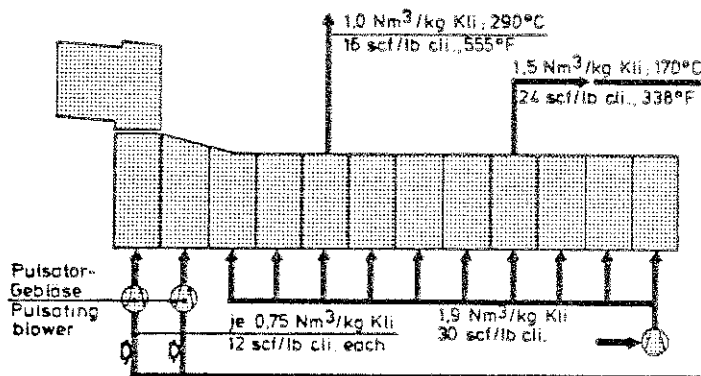


Fig. 22.21. Kühlluftverteilung bei einem Recupolkühler für 3.300 t/24 h

Fig. 22.21. Cooling air distribution in a Recupol cooler with a capacity of 3.630 short t/24 h

Der Energieverbrauch wird von Polysius wie folgt angegeben [272a]:

Verbrauchsposten	kWh/t Klinker
Kühlluftgebläse	ca. 4.0
Abluftentstaubung	ca. 2.0
Kühlerantrieb	ca. 0.5
Gesamtverbrauch	ca. 6.5

Polysius quotes the following energy consumption [272a]:

Position	Hph/sh.t of clinker
Cooling fan, approx.	4.8
Dust collection of waste air, approx.	2.4
Cooler drive, approx.	0.6
Total consumption, approx.	7.8

22.5.2. Der F. L. Smidth-Folax-Rostkühler

Der erste Folax-Kühler wurde 1947 geliefert und war seither in bezug auf Komponenten, Größe und Verfahren, Gegenstand einer umfassenden Entwicklung.

Der Folax-Rostkühler wird für Leistungen bis 10,000 t/24 h gebaut.

Der Kühler ist mit separaten Luftabschreckrosten und Luftgebläsen versehen. Hinter den Luftabschreckrosten ist ein kurzer Schrägrost mit 3° Neigung angeordnet. Diesem folgt ein waagrechter Rost. Als Alternative kann der erste Rost horizontal geliefert werden, was die Standardausführung für größere Kühler ist. Dadurch wird, zusammen mit den 85 mm hohen Vorderkanten der Roste, der zuweilen eintretende Fließeffect des Klinkers verhindert. Der Stufe (5) Fig. 22.22. sind etwaige nachfolgende waagrechte Roste jeweils um 600 mm niedriger angeordnet. Der Kühler kann u. U. in der Stufe (5) mit einem Brecher vor dem letzten waagrechten Rost ausgerüstet werden.

Bei einem wirtschaftlichen Trockenofen mit 750 kcal/kg Klinker wird der Ofen mit Sekundärluft vom Luftabschrecken und von den Gebläsen des ersten Rostes her versorgt. Die Sekundärluft läßt sich noch auf den Ofen und einen etwaigen Vorkalzinator unterteilen (6). Die Überschußluft wird bei (7) entnommen und kann vor der Entstaubung im E-Filter durch Wassereinspritzung (8) angefeuchtet werden. Heißluftauslässe für andere Zwecke können ebenfalls angebracht werden (6).

Der Folax-Rostkühler wird für 30–32 t/m² · 24 h ausgelegt; bei Zusammenarbeit des Kühlers mit großen Vorkalzinatoren wird dessen spezifische Kapazität auf 40 t/m² · 24 h erhöht.

22.5.2. The F. L. Smidth Folax-grate cooler

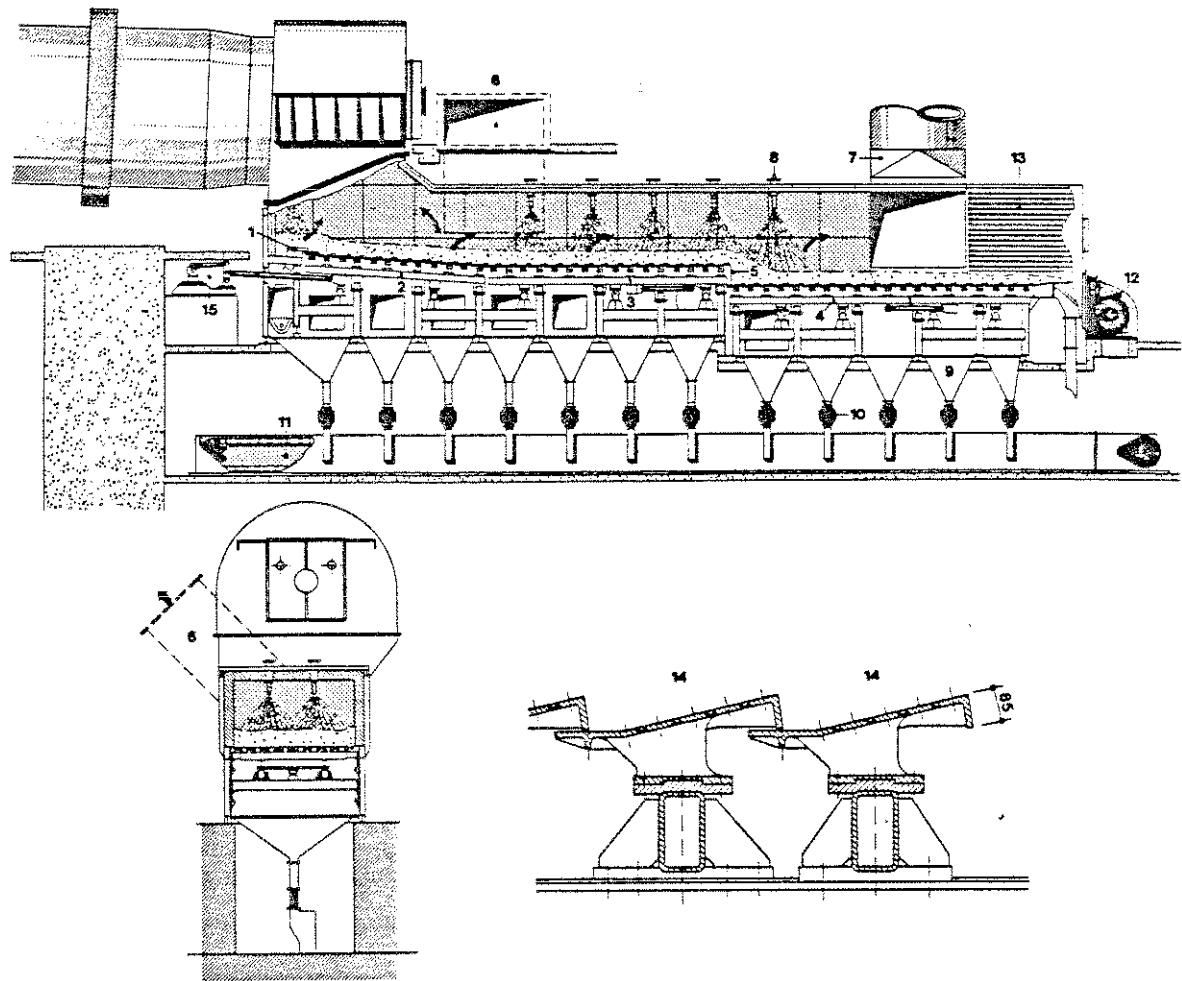
The first Folax-cooler was supplied in 1947; since that time this cooler has been greatly improved with regard to components, size, and the cooling process.

The Folax-grate cooler is manufactured for capacities up to 10,000 metric t/24 h.

The cooler is provided with separate quenching grates and blowers. The quenching grate is followed by a 3° inclined grate; then again follows a horizontal grate. As an alternative the first grate can be supplied as a horizontal grate, which is standard for larger coolers. This arrangement in conjunction with the 85 mm high pushing faces of the grates, help to overcome the fluid bed effect of the clinker. Any following horizontal grates are placed 600 mm lower for each subsequent stage; see (5) on Fig. 22.22. If necessary, the cooler can be equipped in stage (5) with a clinker breaker, in front of the final horizontal grate.

A high economical dry process kiln with a heat consumption of 750 kcal/kg is supplied with secondary air from the air quenching and from the first grate blowers. It is also possible to divide the secondary air between the kiln and a precalciner arrangement (6). The surplus air is extracted at (7) and can be conditioned by water (8) before cleaning in an electric precipitator. The extraction of hot air for other purposes can be effected at point (6).

The Folax grate cooler is designed for a throughput of 30–32 t/m² · 24 h; when working in conjunction with a large flash calciner, the specific capacity of the cooler amounts up to 40 t/m² · 24 h.



- 1 Luftabschreckrost = Quenching grate
- 2 Schrägrast = Inclined grate
- 3 Oberer waagrechter Rost = Upper horizontal grate
- 4 Unterer waagrechter Rost = Lower horizontal grate
- 5 Stufe mit 600 mm Höhe = Step with 600 mm height
- 6 Heißluftauslaß = Hot air extraction
- 7 Absaugung von Überschlußluft = Extraction of surplus air
- 8 Wassereinspritzung = Water injection

- 9 Bodentrichter = Collecting hoppers
- 10 Austragsschleusen = Discharge valves
- 11 Schleppkette = Drag chain
- 12 Klinkerbrecher = Clinker breaker
- 13 Kettensystem = Chain system
- 14 Feste und bewegliche Rostplatte = Stationary and mobile grate plate
- 15 Mechanische oder hydraulische Antriebsstation = Mechanical or hydraulic grate drive system

Fig. 22.22. F. L. Smidth-Folax-Klinker-Kühler

Fig. 22.22. F. L. Smidth Folax clinker cooler

Es wird mit 2.4–2.8 Nm³ Luft/kg Klinker für normales Kühlen von 1350 °C auf 60 °C über Umgebungstemperatur gerechnet. Zwecks größerer Betriebssicherheit bei auftretenden Stauungen im Ofenbetrieb werden Kühler mit einer spezifischen Gebläsekapazität von 3.4–3.8 Nm³/kg Klinker ausgerüstet. Die Gebläse für den Vorkühlungs- und Schrägrastabschnitt sind für einen Druck von 750 bis 600 mm WS ausgelegt. Nachkühlung auf den waagrechten Rosten erfolgt mit einem Druck von 550–260 mm WS. Große Kühler, deren heiße Abluft in Vorkalzinatoren verwendet wird, arbeiten im Vorkühlungs- und vorderem Rostabschnitt mit einem Gebläsedruck von 1000 bis 800 mm WS.

The amount of air normally required for cooling from 1350 °C to 60 °C above ambient temperature is in the range of 2.4–2.8 stan.m³/kg of clinker. To ensure maximum operational reliability and to cope with kiln upset conditions, the coolers are designed for a blower capacity of 3.4–3.8 stan.m³/kg of clinker. For the air quenching and inclined grate section, the blowers are designed for a pressure in the range of 750–600 mm W.G. After-cooling on the horizontal grates is carried out with blower pressures in the range of 550–260 mm W.G. Large coolers working in conjunction with flash calciners, require in the quenching and first grate section, air pressures 1000–800 mm W.G.

Der in Fig. 22.22. dargestellte Kühler hat eine Kapazität von 2000 t/24 h und ist mit einem Schrägrast und zwei waagrechten Rosten versehen. Die effektive

The capacity of the cooler shown in Fig. 22.22. is 2200 sh tons/24 h; it is supplied with one inclined and two horizontal grates. The effective length is 22 m. The

Rostlänge beträgt 22 m. Der Schrägrost ist 2,4 m breit und hat eine Durchlaufkapazität von 833 t/m · 24 h, bei einer Schichtdicke von 500–600 mm. Die waagerechten Roste sind 3,2 m breit.

Große Kühler mit fünf waagerechten Rosten haben eine Durchlaufkapazität pro m Breite von 2000 t/24 h. Die Schichtdicke wird auf 600–1000 mm erhöht.

Die einzelnen Abteilungen des Kühlergehäuses weisen Bodentrichter zum Sammeln des Durchfallgutes auf, das durch Austragsschleusen (10) auf die darunterliegende Schleppkette (11) fällt. Grobe Klinkerstücke werden in einem Klinkerbrecher (12) entlang der ganzen Rostbreite zerkleinert und zum Nachkühlen auf den Rost zurückgeworfen; die Kühlerisolation wird durch einen losen Kettenvorhang (13) geschützt.

Sämtliche Rostplatten (14) sind von gleicher Bauweise; deren Temperaturbeständigkeit ist jedoch unterschiedlich. Die Länge des Schubes der beweglichen Rostplatten beträgt 125 mm.

Zwecks Vermeidung der problematischen Gleitdichtungen beim Übertragen der Rostschubbewegungen durch die Mantelwand sind Membranen entwickelt worden, die die Bewegung durch Deformationen aufnehmen. Die beweglichen Rahmen werden entweder mechanisch oder hydraulisch betrieben.

Die Förderkapazität der Roste ist um 100–300 % größer als der nominelle Bedarf. Dadurch kann der Kühler, zusammen mit der Überkapazität an Kühlluft, alle Betriebsschwankungen des Ofens bewältigen.

Der Wirkungsgrad des Folax-Kühlers ist, wie bei allen Rostkühlern, vom Wärmeverbrauch des Ofens abhängig und wird, z. B. in Zusammenarbeit mit Wärmetauscheröfen, mit 65–70 % angegeben [87c].

inclined grate is 2,4 m wide, and the throughput capacity is 833 t/m · 24 h; the thickness of the clinker bed is approximately 500–600 mm. The width of the horizontal grates is 3,2 m.

Large size coolers with five horizontal grates show a specific throughput capacity of 2000 t/m width · 24 h. The thickness of the clinker bed is increased to 600–1000 mm.

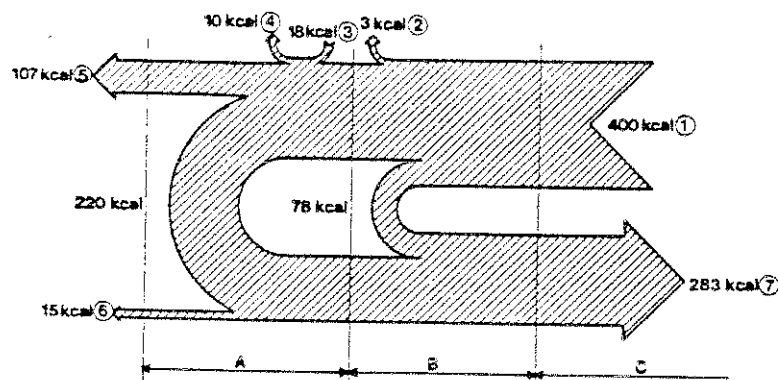
The particular compartments of the cooler housing are supplied with collecting hoppers for spillage; this material is released through discharge valves (10) into a drag chain trough (11). Oversize clinker particles are comminuted in a clinker breaker (12), and returned to the grate for after-cooling. The cooler insulation is protected by a chain curtain (13).

All grate plates (14) are identical in design, but their heat resistance is different. The thrust length of the mobile grates is approximately 125 mm.

To avoid the problematic sliding seals, used in transmitting the motion of the mobile grates through the cooler shell, a special type of membrane has been developed, which absorbs the motion through deformation. Mechanical or hydraulic drive for the movable frames is applied.

The conveying capacity of the grates is 100–300 % higher than the nominal requirement. This, together with the overcapacity in cooling air, enables the cooler to overcome all kiln upset conditions.

As in all grate coolers, the cooling efficiency of the Folax cooler depends on the kiln's heat consumption; thus e.g. when working in conjunction with a preheater kiln, a cooling efficiency of 65–70 % is quoted [87c].



- A Klinkerkühler = Clinker cooler
 B Kühlzone des Ofens = Kiln cooling zone
 C Brennzone des Ofens = Kiln burning zone
 1 Klinkerwärme in der Brennzone = Clinker heat in burning zone
 2 Strahlungsverlust, Kühlzone des Ofens = Radiation loss

- 3 Mit der Kühlluft zugeführt = Heat entering with cooling air
 4 Strahlungsverlust, Klinkerkühler = Radiation loss, clinker cooler
 5 Mit der Überschußluft abgeführt = Heat leaving with surplus air
 6 Restliche Klinkerwärme = Residual clinker heat
 7 Rekuperierte Wärme, insgesamt = Recuperated heat, total

Fig. 22.23. Wärmebilanzdiagramm eines F.L. Smidth-Folax-Rostkühlers

Fig. 22.23. Heat balance diagram of an F.L. Smidth Folax grate cooler

Fig. 22.23. zeigt ein Wärmebilanzdiagramm für einen Folax-Rostkühler; diese Wärmebilanz bezieht sich auf 1 kg Klinker und 0 °C Ausgangstemperatur. Der Wärmeinhalt der Kühlluft wurde eingerechnet.

Fig. 22.23. shows a heat balance diagram of a Folax grate clinker cooler; this heat balance is expressed in kcal/kg clinker, and 0 °C starting temperature. The heat content of the cooling air is included in the balance.

Abschnitt 22.3.4. enthält zum Vergleich ein Wärmebilanzdiagramm für einen Planetenkühler (F.L. Smidth-Unax-Kühler). In beiden Fällen wurde damit gerechnet, daß der Wärmeinhalt des Klinkers in der Brennzone des Ofens 400 kcal/kg Klinker beträgt. Ferner wurde damit gerechnet, daß in beiden Fällen der Abstand von der Brennzone bis zum Kühlereingang (d. h. die Länge der Kühlzone des Ofens) der gleiche ist. Die Wärmebilanzen beider Kühlerarten lassen sich daher gut miteinander vergleichen.

Section 22.3.4. contains for comparison a heat balance diagram of a satellite cooler (F.L. Smidth Unax-cooler). In both cases it was assumed that the heat content of the clinker in the burning zone amounts to 400 kcal/kg clinker. It was further established that in both cases, the distance from the burning zone to the cooler inlet (i.e. the length of the kiln's cooling zone) is the same. Therefore, the heat balances of both kinds of coolers are perfectly comparable with one another.

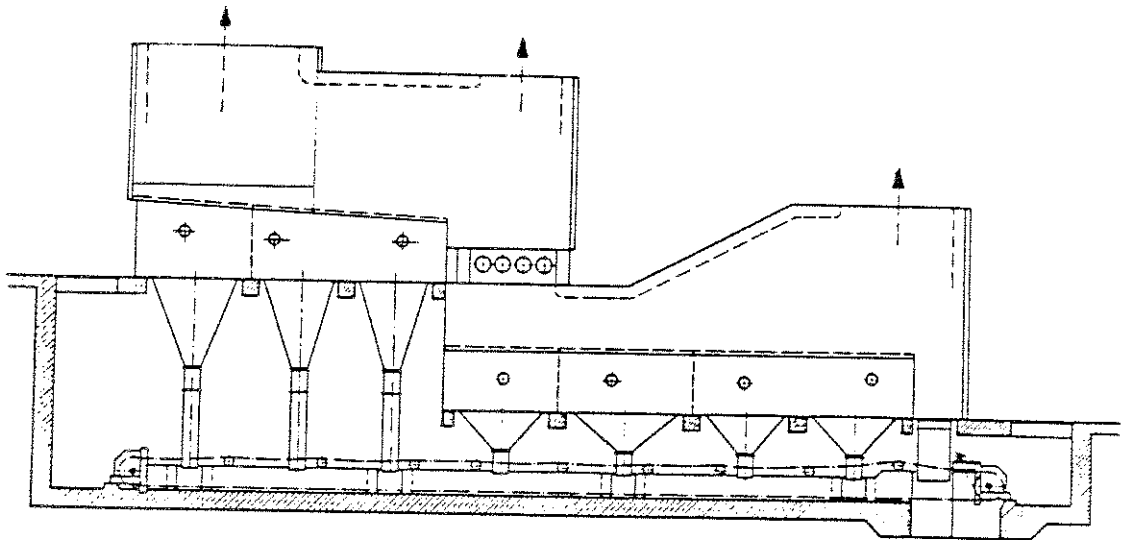


Fig. 22.24. Peters-Combi-Stufenkühler

Fig. 22.24. Peters Combi stage cooler

22.5.3. Der Peters-Combi-Stufenkühler

Eine der modernsten Bauarten des Rost-Kühlers zeigt Fig. 22.24.

Hier wurde ein luftgekühlter Brecher zwischen den beiden letzten Rosten angeordnet. Dadurch ergibt sich auf dem letzten Rost, bedingt durch die Zwischenzerkleinerung und dem dadurch annähernd entstehenden Gleichkorn, eine intensive Endkühlung. Kühler dieser Bauart wurden bereits geliefert und befinden sich seit 1969 weltweit in Betrieb.

22.5.3. Peters Combi stage cooler

One of the latest constructions of the grate cooler is shown in Fig. 22.24.

This design incorporates an air-cooled clinker breaker, located between the last two grates. The intermediate size reduction, comminuting the clinker particles to approximately equal size, results in a more intensive final clinker cooling on the last grate. Coolers of this design have already been supplied, and are in service worldwide since 1969.

22.5.4. Der Peters g-Kühler

Die steigende Anforderung zur Reinhaltung der Luft und der damit verbundenen kostenträchtigen Auflagen zur Filtrierung der Abluft hat dazu geführt, daß die Firma Claudius Peters, Hamburg, eine Kombination aus Rostkühler und indirekt wirkendem Nachkühler entwickelt hat. Der Rostkühler ist ausgelegt, um den Sekundärluftbedarf des Ofens zu decken und besitzt keine weiteren Entstaubungseinrichtungen.

22.5.4. The Peters g-cooler

The stringent air pollution standards and the resulting requirements for the installation of costly dust collectors, led to the development of a combined system, comprising a grate cooler and an indirect after-cooler; this system has been developed by the Claudius Peters Company, Hamburg, W. Germany. The grate cooler is designed to supply the necessary secondary air for the kiln and has no further dust collection facilities.

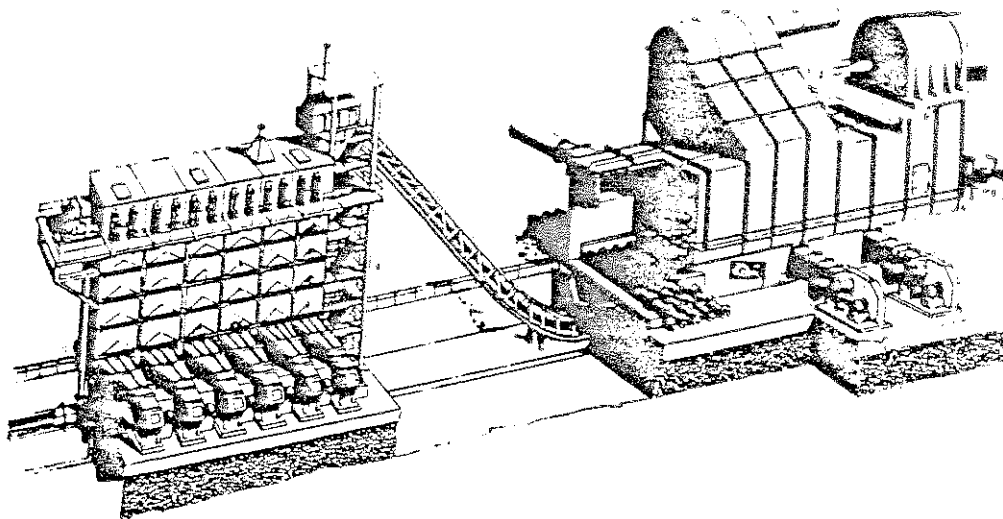


Fig. 22.25. Peters Rekuperator mit Peters g-Kühler

Fig. 22.25. Peters recuperator with Peters g-cooler

Der Klinker verläßt den Rostkühler, den sog. Rekuperator mit ca. 400 °C und wird von einem luftgekühlten Brecher bis zu einer Korngröße von < 35 mm zerkleinert.

The clinker leaving the grate cooler, or the so-called recuperator, shows a temperature of 400 °C. Then an air cooled clinker breaker crushes the particles to a size < 35 mm.

Mittels Becherzellenband wird der Klinker dem Peters g-Kühler aufgegeben. Hier erfolgt eine indirekte Kühlung des Klinkers, also vollkommen staubfrei, auf unter 100 °C.

A bucket apron conveyor feeds the clinker into the Peters g-cooler, cooling the clinker indirectly, i.e. absolutely dustfree, to below 100 °C.

Anlagen dieser und ähnlicher Art sind seit 1972 in Betrieb (siehe Fig. 22.25.).

This type of arrangement as shown in Fig. 22.25., and similar ones are in service since 1972.

Im g-Kühler rutscht der Klinker mit geringer Geschwindigkeit in einer kompakten Schüttung an den linsenförmigen Kühlerrohren vorbei. In den Kühlerrohren strömt Luft, die mit dem Klinker nicht in Berührung kommt. Je nach Bauart und Kühlgefälle, beträgt der Druckverlust im System 80–240 mm WS.

The g-cooler is continuously maintained full of clinker which drops at a low speed along the lentil-shaped cooling tubes. There is never any contact between the clinker and the air passing through the cooling tubes. The pressure drop in the cooling tubes ranges between 80–240 mm W.G., depending on the particular design and the desired temperature drop.

Der spezifische Arbeitsbedarf bei der Kombination Rekuperator-g-Kühler liegt bei etwa 5–7 kWh/t Klinker.

The specific power requirement of the combined recuperator g-cooler is approximately 5–7 kWh/t clinker.

Der g-Kühler kann selbstverständlich auch als Nachkühler für andere Ofen- und Kühlensysteme eingesetzt werden. Die Übergabestellen an diesem System werden grundsätzlich entstaubt.

Of course, the g-cooler can also be used as an after-cooler, working in conjunction with other kiln or cooler systems. Basically, the transfer points of this system are connected with dust collectors.

22.5.5. Das Rostsystem der Firma IKN

22.5.5. The grate system of IKN

Ein neues Rostsystem der deutschen Firma IKN, D 3057 Neustadt, arbeitet mit horizontalem Luftaustritt. Der Rost ist nur für Luft und nicht für Klinker durchlässig. Für Schubroste der Bauart Fuller werden die Rostträger als Luftkammern ausgebildet.

A new grate system of IKN, 3057 Neustadt, West Germany, provides horizontal air jets. The grates are permeable by air but not by clinker. For Fuller-Type coolers, the grate beams serve as air compartments.

Mit dem IKN-System erfolgt die Klinkerverteilung am Einlauf der Rostkühler mittels pulsierend belüfteter Böschung.

Based on the IKN-grate-system, clinker distribution is achieved by means of slopes aerated with pulsed air.

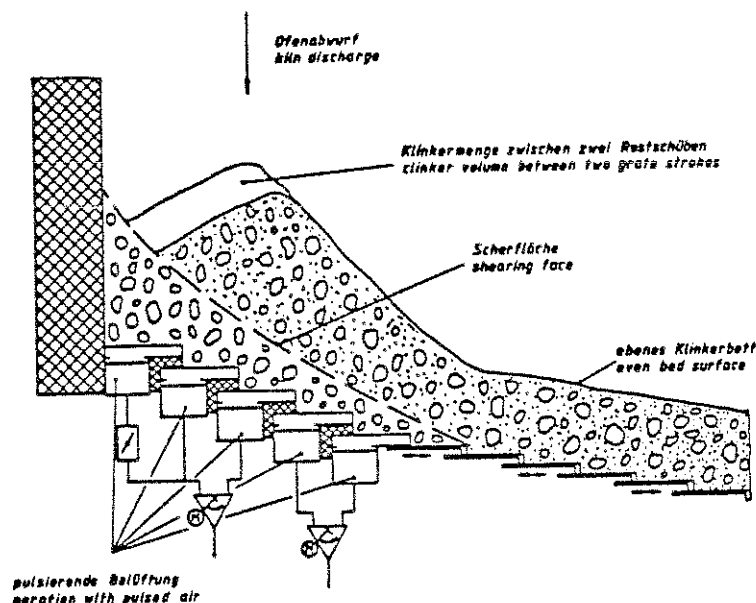


Fig. 22.25.1. Klinkerverteilung mit pulsierend belüfteter Einlaufböschung

Fig. 22.25.1. Clinker distribution by pulsed aeration of the sloping bed at the inlet of the cooler

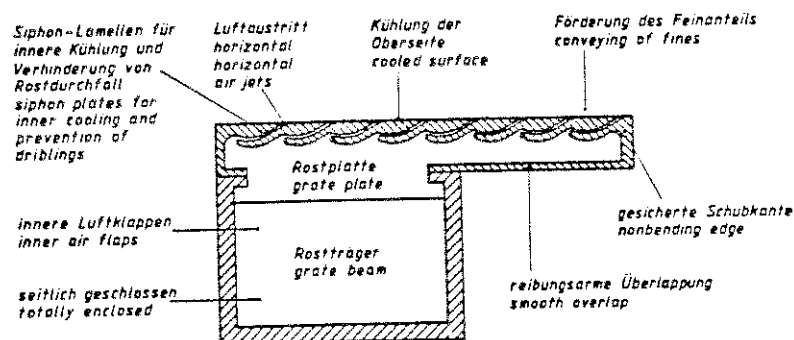


Fig. 22.25.2. IKN-Einheit von Rostträger und Rostelementen

Fig. 22.25.2. IKN unit comprising grate beam and grate elements

Die perfekte Beherrschung der Temperaturen am Rostboden hat zur Entwicklung des Rostkühlers mit Schleppkette geführt [272b, 272c].

The absolute control of the grate and bed temperature has led to the design of a grate cooler with drag-chain conveying [272b, 272c].

22.6. Der Schachtkühler

Die Idee, den Klinker in einem Schachtkühler zu kühlen, ist nicht neu. Die immer kleiner werdende Zahl von bestehenden Zement-Schachtofen ist eine Kombination von Brennapparat und Klinkerkühler in einer maschinellen Einheit. Es gibt zahlreiche Patente betreffend Klinker-Schachtkühler.

Der von E. Bade entwickelte Klinker-Schachtkühler wird von der Firma Walther-Beratherm in Köln-Dellbrück mit Leistungen bis zu 3000 t/24 h gebaut. Der Schachtkühler ist ein reiner Gegenstromkühler.

Bade ging von dem Gedanken aus, die Gegenstromkühlung im Schachtkühler mit einem Fließbett zu

22.6. The shaft cooler

The idea of cooling the clinker in a shaft cooler is not a new one. The diminishing numbers of existing cement shaft kilns represents a combination of a burning apparatus and a clinker cooler in one processing unit. Numerous patents exist in the field of shaft clinker coolers.

The shaft clinker cooler developed by E. Bade, is manufactured with capacities up to 3000 metric t/24 h, by the Walther-Beratherm Company in Köln-Dellbrück (W. Germany).

Since a fluidized bed creates the most useful heat transfer conditions, Bade exploited the concept to

kombinieren, da ein Fließbett die günstigsten Wärmeübergangsbedingungen schafft.

In der Praxis läßt sich das Fließbett jedoch nicht ohne Einschränkung verwirklichen, da die physikalischen Voraussetzungen: gleiche Klinkerkorngröße, gleichbleibende Klinkermenge mit gleichmäßiger Luftverteilung, nicht immer zu erreichen sind.

Der Schachtkühler besteht aus dem eigentlichen mit feuerfestem Material ausgekleideten Schachtgehäuse, dem Walzenrost, Austragstrichter, luftdichter Dreikammer-Entleerungsschleuse und dem Kühlluftgebläse. Verbindungsleitungen, Meß- und Regelapparate gehören zu den Nebeneinrichtungen. Der obere Teil des Schachtes hat einen kleineren Durchmesser, um in diesem Abschnitt die Kühlluftgeschwindigkeit zu erhöhen und auf diese Weise den Fließbetteffekt zu erzeugen. Infolge des Fließbetteffektes, wonach sich das Material im oberen Schachtteil flüssigkeitsähnlich verhält, wird eine sofortige gleichmäßige Verteilung des aus dem Drehofen kommenden Klinkers über den ganzen Schachtquerschnitt erreicht.

Jede der profilierten Walzen des Walzenrostes hat Einzelantrieb; die Walzen können, wenn notwendig, mit verschiedenen Drehzahlen arbeiten, um die Materialsäule unterschiedlich schnell abzuziehen. Klinkerstücke, die größer als 25 mm sind, werden durch die Brechwirkung der Walzen zerkleinert.

Die Kühlluft wird so verteilt, daß 35 % der Kühlluftmenge unterhalb des Rostes, 45 % im mittleren Teil des Schachtes und 20 % in den verengten Teil des Schachtes eintreten. Die Luftverteilung über den Schachtquerschnitt erfolgt durch speziell ausgebildete Düsen sowie durch Rohre, die in den Klinkerstock hineinragen [273].

In Fig. 22.26. ist der *Bade'sche* Klinkerschachtkühler im Längsschnitt dargestellt.

Da die Kühlung im Schachtkühler schockartig erfolgt, ist die Qualität des so gekühlten Klinkers, besonders was das Verhältnis von $C_3S : C_2S$ anbetrifft, dem im Rostkühler gekühlten Klinker gleichwertig.

Je nach der Menge der verwendeten Kühlluft liegt die Klinkeraustrittstemperatur etwa 250–280 grd C über der Außentemperatur. Die Temperatur der Sekundärluft liegt zwischen 900 und 1000 °C [274].

Das Kühlluftgebläse hat einen statischen Druck von 1120 mm W.S. Die Kühlluftmenge beträgt 1.1 Nm³/kg Klinker.

Der spezifische Arbeitsbedarf beträgt etwa 8 kWh/t Klinker im Vergleich zu 5.5–6 kWh/t Klinker für den Rostkühler, wobei beim Rostkühler der Rostantrieb inbegriffen ist.

Der thermische Wirkungsgrad eines Schachtkühlers wurde vom Forschungsinstitut der Zementindustrie in Düsseldorf zu 83 % ermittelt.

combine the counter-current cooling process in the shaft cooler with a fluidized bed.

However, in reality, the requirements of the fluid bed do not always materialize without some reservations, since such physical conditions as: equal particle size of clinker, constant quantity of clinker, and uniform air distribution, are not always attainable.

The shaft cooler consists of the following main components: the refractory insulated shaft housing, the roller grate, the discharge hopper, the airtight three-compartment discharge gate, and the blower for the cooling air. Pipe and duct connections, as well as measuring and control devices, represent the auxiliary equipment. The upper part of the shaft has a smaller diameter, to increase the velocity of the cooling air, thus to create, in this area, conditions for a fluidized bed. Due to the fluid bed effect, according to which the material in the upper part of the shaft behaves like a liquid, the clinker entering the cooler from the rotary kiln is immediately evenly distributed over the total cross-section of the shaft.

Each of the grooved rolls of the roller grate has a separate drive; when necessary, the rollers can be operated with different revolutions, to withdraw the material column with various speeds. Pieces of clinker which are larger than 25 mm, are disintegrated by the crushing action of the rollers.

The cooling air entering the shaft cooler is distributed as follows: 35 % of the air volume is introduced underneath the grate, 45 % enter at a point of the shaft's half height, and the remaining 20 % is blown into the constricted part of the shaft. Specially formed pipes and nozzles which penetrate the clinker column, distribute the cooling air uniformly over the shaft's cross-section.

Fig. 22.26. shows a longitudinal section of *Bade's* shaft clinker cooler.

Since the cooling in the shaft cooler is performed instantly, the quality of the clinker cooled in this way equals that of the clinker cooled in a grate cooler, especially where the ratio of $C_3S : C_2S$ is concerned.

Depending on the quantity of the cooling air, the temperature of the clinker leaving the cooler is about 250–280 °C above ambient temperature. The temperature of the secondary air is in the range of 900–1000 °C [274].

The static pressure of the cooling air blower is 1120 mm. The quantity of cooling air is 1.1 st.m³/kg clinker.

The specific power requirement is about 8 kWh/t of clinker compared to 5.5–6 kWh/t for the grate cooler; the latter figure includes also the power requirement for the grate drive.

The Research Institute of the German Portland Cement Association determined the thermal efficiency of the shaft cooler equal to 83 %.

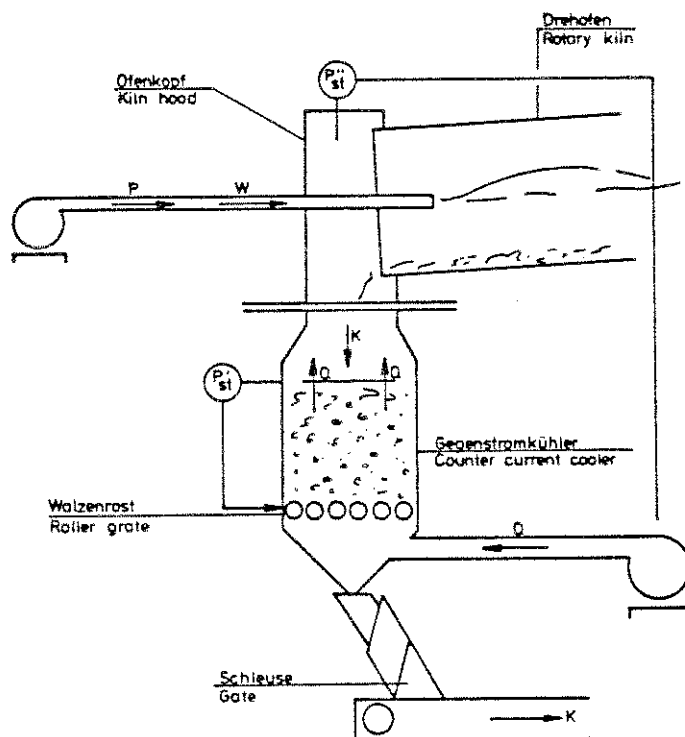


Fig. 22.26. Schacht-Klinkerkühler

Fig. 22.26. Shaft clinker cooler

Da der Schachtkühler keine Abluft hat, ist eine Entstaubungsanlage überflüssig. Die Bauhöhe eines Schachtkühlers übertrifft die eines Rostkühlers um 10 %.

Since there is no excess air, no dust collector is required for the shaft cooler. The headroom of a shaft cooler is 10 % higher than that of a grate cooler.

22.7. Klinkertransport

Früher benutzte man zum Klinkertransport meist Schwingrinnen oder Vibrationsrinnen. Diese Rinnen konnten nur für Horizontaltransport verwendet werden. Für Vertikaltransport mußte der Klinker in Becherwerke oder Pendelbecherwerke umgeladen werden. Diese Transporteinrichtungen entwickelten sowohl beim Horizontaltransport als auch beim Umschlag in Vertikaltransporteure viel Staub, was die Zementmaschinenindustrie veranlaßte, neuartige Transportgeräte, sog. Becherzellenbänder zu entwickeln, die den Klinker sowohl für horizontalen, als auch für ansteigenden Transport (im allgemeinen 40–50°, in Ausnahmefällen bis 60°) fast staublos transportieren können.

Eine der gegenwärtig meist verwendeten Klinker-Transportaggregate ist im folgenden beschrieben.

Die Firma Beumer (Beckum, BRD) stellt Stahlzellenbänder für den Klinkertransport mit berührungslos überdeckenden offenen Zellen und ausgesteifter Kette her. Damit wurde erreicht, daß der Klinkerstaub, der an der ersten Überdeckungslinie eindringt, noch durch die hintere Aufkantung der Zelle zurück-

22.7. Clinker conveying

Previously, for clinker transportation shaker troughs or vibrating chutes with a high frequency oscillation amplitude were used. However, these troughs or chutes could be used only for horizontal transportation of clinker. For vertical transportation it was necessary to transfer the clinker into bucket elevators or into swing bucket conveyors. These clinker conveying machines developed much dust not only during horizontal transportation, but also during transloading in vertical conveyors. These drawbacks motivated the cement machinery manufacturers to develop new-styled transportation arrangements, so-called bucket apron conveyors, which are able to convey the clinker not only horizontally but also on inclinations (mostly 40–45°, in exceptional cases even up to 60°) almost without generation of dust.

One of the presently most used clinker transportation arrangement is described as follows.

The Beumer Co. (Beckum, W. Germany) manufactures apron type steel bucket conveyors for clinker transportation, having noncontacting overlapping cells, and a special stiffened chain. With this design, the clinker dust which enters the first overlapping line is held back by a raised rear edge of the cell. The cells

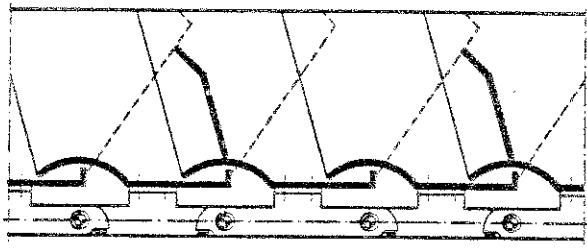


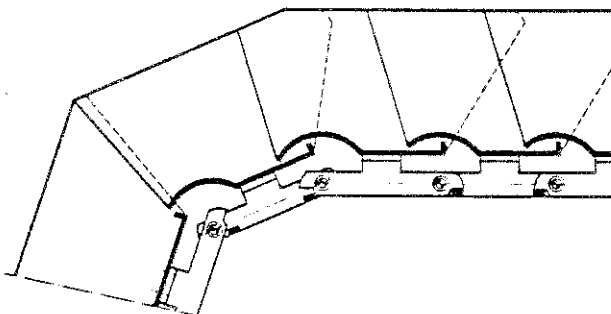
Fig. 22.27. Stahlzellenband für Klinker für Steigungen über 28°

Fig. 22.27. Steel cell clinker conveyor for inclinations of more than 28°

gehalten wird. Die Zellen wurden so modifiziert, daß sich die Seitensegmente auch beim Lauf über die Umkehrstation nicht öffnen. Für Steigungen von $28-45^\circ$ werden Zwischenstege eingesetzt, und zwar bei jeder zweiten Zelle und bei Steigungen von $45-60^\circ$ bei jeder Zelle.

Fig. 22.27. und 22.28. zeigen dieses Klinker-Transportband einmal für horizontalen Lauf und bis zu 28° , dann mit Zwischenstegen für ansteigende Transportwege mit über 28° Neigung.

Fig. 22.29. zeigt das Verhalten des Stahlzellenbandes beim Lauf über die Umkehrrolle.



Die Kettenteilung beträgt für offene und kastenförmige Zellen 250 mm und für becherförmige Zellen 400 mm. Um das Durchhängen der Kette mit 250 mm Teilung zu verhindern, wurde diese versteift und zwar so, daß die nach außen liegenden Laschen auf einer Seite eine Ausklinkung haben, die sich auf eine Sicke der innenliegenden Lasche abstützt.

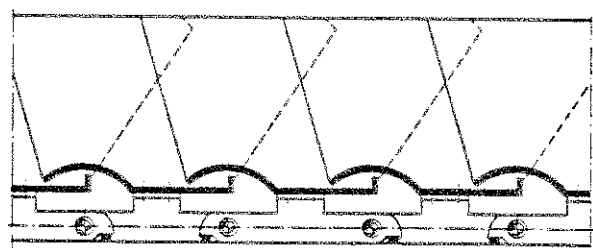
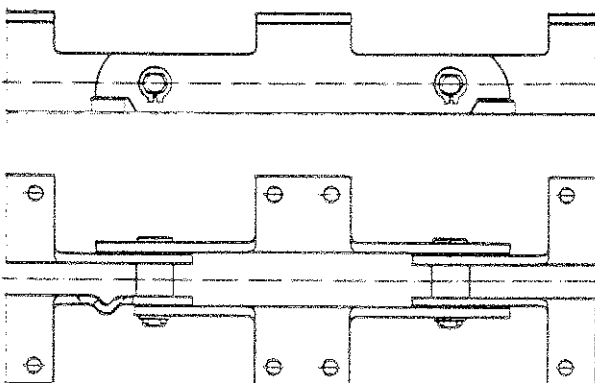


Fig. 22.28. Stahlzellenband für Klinker, Horizontaltransport und bis zu 28° Steigung

Fig. 22.28. Steel cell clinker conveyor for horizontal transportation and up to 28° inclination

are modified in such a way that the side plates do not open up when passing over the return station. For inclinations from $28-45^\circ$ each second cell is equipped with an intermediate web plate, and for inclination from $45-60^\circ$ each cell has such web plate.

Fig. 22.27. and 22.28. show this type of clinker conveyor for applications from horizontal transportation up to 28° inclination and then for gradients of more than 28° with intermediate web plates.

Fig. 22.29. shows the condition of the steel cell clinker conveyor while passing the return-station.

Fig. 22.29. Klinkertransportband; Verhalten an der Umkehrstation

Fig. 22.29. Clinker conveyor belt while passing the return station

For open and box type cells, a chain of 250 mm pitch is used, and for bucket type cells a chain of 400 mm pitch is applied. To avoid sagging of the 250 mm chain it was stiffened by adding a projection on the outer side bars which rest on a bead on the inner side bar.

Fig. 22.30. Klinkertransport-Kettensegment mit 250 mm Teilung

Fig. 22.30. Chain link for clinker conveyor with 250 mm pitch

Fig. 22.30. zeigt die Förderkette (250 mm Teilung) mit Versteifung.

Die Kettenantriebsräder haben austauschbare, flammgehärtete Zahnsegmente (bei 250 mm) oder Zahnshalen (bei 400 mm). Um den Verschleiß der Kettenräder zu verringern, wurde eine ungerade Zähnezah gewählt, wodurch jeder Zahn nur während jeden zweiten Umlaufs im Eingriff ist. Fig. 22.31.a. (250 mm) und 22.31.b. (400 mm) zeigen die Form der beiden Antriebsräder mit austauschbaren Zahnsegmenten.

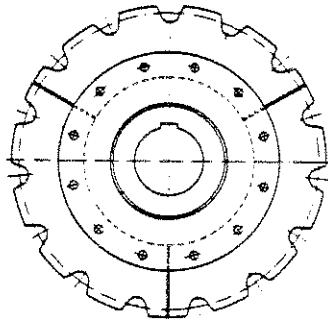


Fig. 22.31.a. Kettenantriebsrad für 250 mm verschleißfeste Kettenteilung mit ungerader Anzahl von austauschbaren Zahnsegmenten

Fig. 22.31.a. Drive chain wheel for 250 mm wear-preventive pitch using an uneven number of exchangeable teeth segments

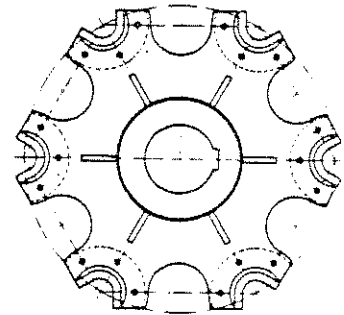
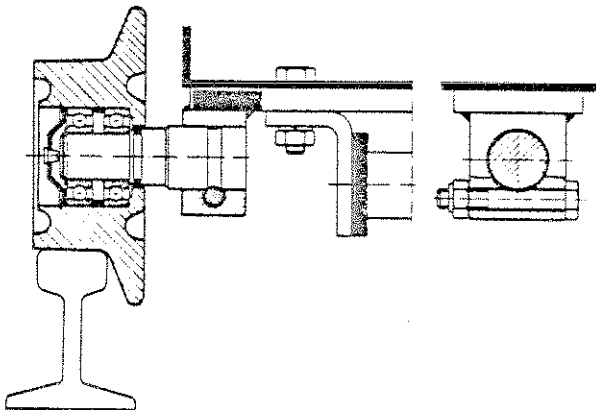


Fig. 22.31.b. Kettenantriebsrad für 400 mm verschleißfeste Kettenteilung mit ungerader Anzahl von austauschbaren Zahnsegmenten

Fig. 22.31.b. Drive chain wheel for 400 mm wear-preventive pitch using an uneven number of exchangeable teeth segments

Die Laufrollen laufen in zwei Rillenkugellagern, die innenseitig durch Lamellenringe abgedichtet sind. Die kurze Rollenachse wird durch ein Klemmsystem mit Bolzen gehalten, wodurch der schnelle Austausch einer Laufrolle ermöglicht wird [274a].

Fig. 20.32. zeigt die Laufrolle mit Kugellagern und das Klemmsystem, mit dem die Rollenachse gehalten wird.



The rollers are running in two grooved ball bearings which are sealed at the inside by lamellar rings. The short roller axle is kept in place by a clamping device with bolts, which allows for a quick exchange of the rollers [274a].

Fig. 20.32. shows the wheel arrangement with ball bearings and the clamping device by which the axle is kept in place.

Fig. 22.32. Klinkertransportband; Laufrolle mit Kugellagern und Klemmsystem

Fig. 22.32. Clinker conveyor belt; wheel arrangement with ball bearings and the clamping device

Fig. 22.33. zeigt ein von zwei mit Satellitenkühlern ausgestatteten Drehöfen bis zum Klinkersilo aufsteigendes Stahlzellenband für staubfreien Klinkertransport. Zur Verhinderung von Reibungsabnutzung soll-

Fig. 22.33. shows an inclined clinker transportation steel cell conveyor for dust free clinker transportation from two rotary kilns equipped with planetary coolers. In order to prevent wear, these conveyors

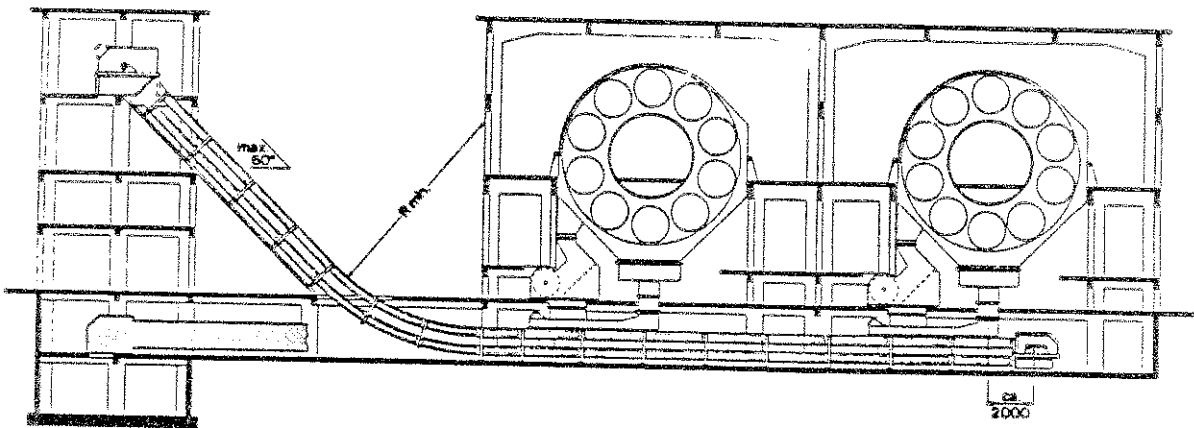


Fig. 22.33. Klinkertransport mit Stahlzellenband von den Drehöfen zum Klinkersilo

Fig. 22.33. Clinker transportation with steel cell conveyor from the rotary kilns to the clinker silo

len diese Stahlzellenbänder nur mit einer Höchstgeschwindigkeit von 0.30 m/sec. betrieben werden. Beim Vergleich von Transportleistungen soll daher die entsprechende Geschwindigkeit beachtet werden.

should not run at speeds exceeding 0.30 m/sec. Therefore, when comparing conveying capacities, the chosen speed must be taken into account.

Bei der Planung einer Klinkertransport-Einrichtung soll ein Füllungsgrad von 75–80 % angenommen werden. Wird das Stahlzellenband direkt unter dem Klinkerkühler untergebracht, dann soll die Transportleistung der normalen Ofenleistung bei einem Zellenfüllungsgrad von 40–50 % entsprechen, um Überfüllung durch einen eventuellen Ofenringeinsturz zu verhindern. Die Antriebsleistung soll jedoch einer 100 %-igen Zellenfüllung entsprechen. Ferner ist es wichtig, bei Förderung mit Steigungen Leistungsreduktionsfaktoren anzuwenden im Vergleich zur Horizontalförderung. So z. B. hat ein Horizontal-Zellenband (von 0° bis 28° Steigung) mit einer Zellenbreite von 1400 mm eine Transportleistung von 438 m³/h. Bei einer Steigung von 60° fällt jedoch die Transportleistung auf 245 m³/h, d. i. auf 60 % der Horizontalleistung (Beumer Broschüre Nr. 55, Heißgutförderer).

When planning a clinker conveying installation, a filling level of 75–80 % should be considered. When locating the steel cell conveyor directly underneath the clinker cooler, the conveying capacity should correspond to the normal kiln capacity at a 40–50 % cell filling level to prevent overfilling in case of possible kiln ring breakage. However, drive capacity should be set as for 100 % cell filling level. Further, it is important that capacity reduction factors are applied when considering inclined conveyors as compared to horizontal conveyors. Thus e.g. a horizontal conveyor including an inclination up to 28°, at a conveyor width of 1400 mm has a conveying capacity of 438 m³/h. At an inclination of 60° however, the conveying capacity drops to 245 m³/h, i.e. to 60 % of the original capacity (Beumer brochure No 55, Hot Material Conveyors).

In der Mehrzahl der Fälle wird für die Zellen Normalstahl (St. 37.2, DIN 1050) bis zu einer Materialtemperatur von 500 °C verwendet. Die Bodenplatten der Zellen sind 5–6 mm dick, bei einer Stärke der Seitenplatten von 5 mm. Die Zellenhöhe beträgt für gewöhnlich 300 mm.

Standard steel (St. 37.2, DIN 1050) is used for the cells up to a material temperature of 500 °C, that is in the majority of cases. The base plates of cells are 5–6 mm thick, and the side plates are 5 mm thick. The cell height is normally 300 mm.

Fig. 22.27.–22.33. sind vor der Firma Beumer, Beckum, BRD.

Fig. 22.27.–22.33. are from Beumer Co, Beckum, W. Germany.

Es folgen einige Illustrationen von Klinkerförderanlagen und von Klinkersilos mit Ausrüstungen der Firma Aumund-Förderbau GmbH, 4134 Rheinberg, BRD.

In the following some pictures of clinker conveying arrangements, and of clinker silos supplied with installations by the Aumund-Förderbau Co., 4134 Rheinberg, W. Germany, are shown.

Fig. 22.34. zeigt einen Materialabzug unter dem Klinkersilo in Verbindung mit einem Aumund Kurzzellenband. Die Abzugsleistung ist kontrolliert durch Schichthöhenbegrenzung des Klinkers auf dem Abzugsband.

Fig. 22.34. shows an Aumund steel pan clinker conveyor for discharge underneath the clinker silo. The discharge capacity is controlled by the material height on the clinker conveyor.

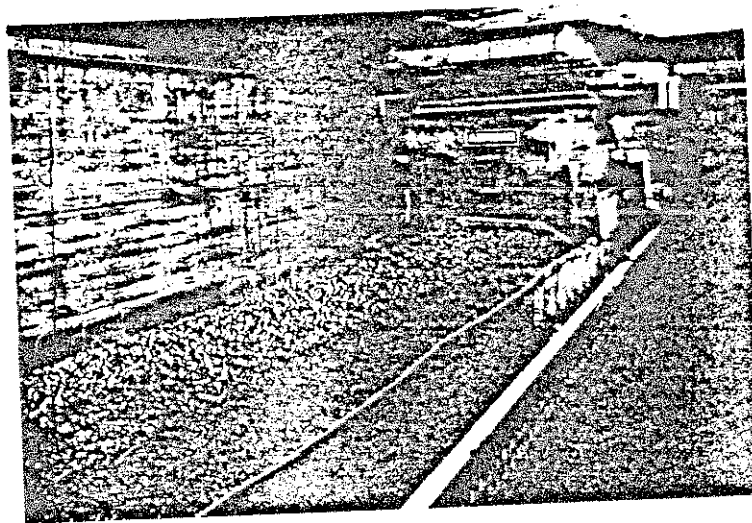


Fig. 22.34. Abzug von Klinker unterhalb des Klinkersilos mit Stahlzellenband

Fig. 22.34. Discharge of clinker from the bottom of the clinker silos with a steel pan conveyor

Fig. 22.35. ist gemäß Aumund mit 230,000 t das größte Klinkersilo der Welt. Die Transporteinrichtungen zu diesem Silo werden von der genannten Firma geliefert.

Fig. 22.35. shows a clinker silo with a storage capacity of 230,000 t (metric). This silo is, according to Aumund, the largest clinker silo in the world. The conveying arrangements to this silo were supplied by the quoted company.

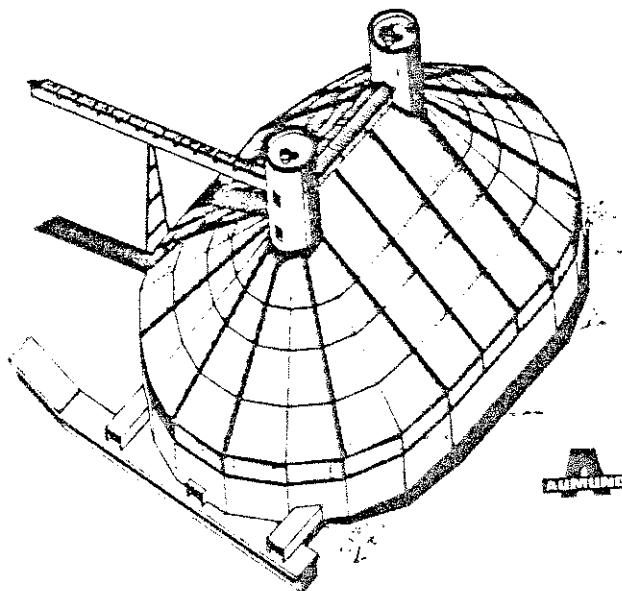


Fig. 22.35. Klinkersilo mit 230,000 t Lagerkapazität

Fig. 22.35. Clinker silo with a storage capacity of 230,000 tons

Fig. 22.36. zeigt moderne Klinkersilos in Kegelform hergestellt aus Betonfertigteilen. Klinkertransporteinrichtungen für Beschickung und Abzug wurden von der Firma Aumund geliefert.

Fig. 22.36. shows a modern cone shaped clinker silo constructed of precast concrete parts. Clinker conveying installations for loading and discharge of the silos were supplied by Aumund Co.

Fig. 22.37. zeigt ein Detailphoto von modernen Klinkersilos hergestellt aus Betonfertigteilen.

Fig. 22.37. shows a detail photograph of modern clinker silos constructed of precast concrete parts.

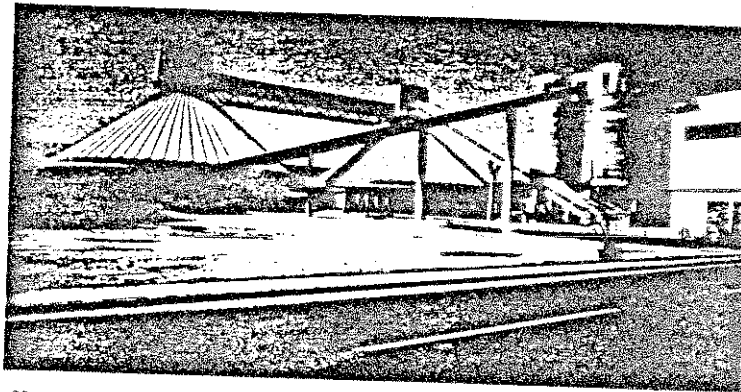


Fig. 22.36. Klinkersilos in Kegelform hergestellt aus Betonfertigteilen

Fig. 22.36. Cone shaped clinker silos constructed from precast concrete parts

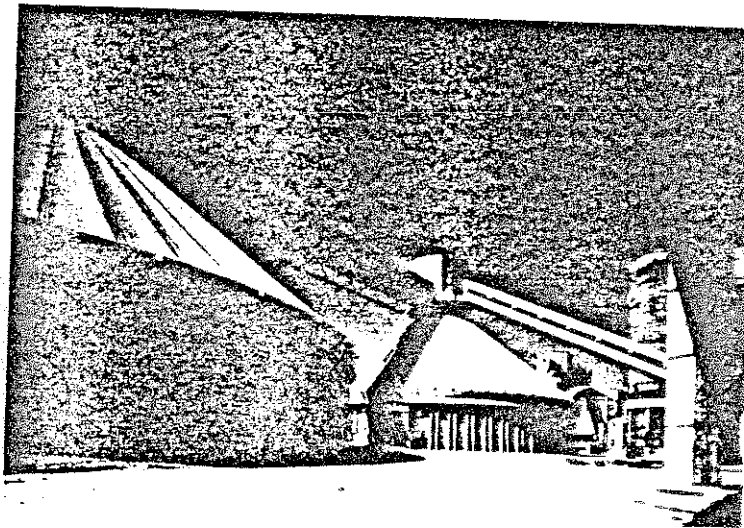


Fig. 22.37. Detailbild von modernen Klinkersilos hergestellt aus Betonfertigteilen

Fig. 22.37. Picture showing particular items of modern clinker silos constructed from precast concrete parts

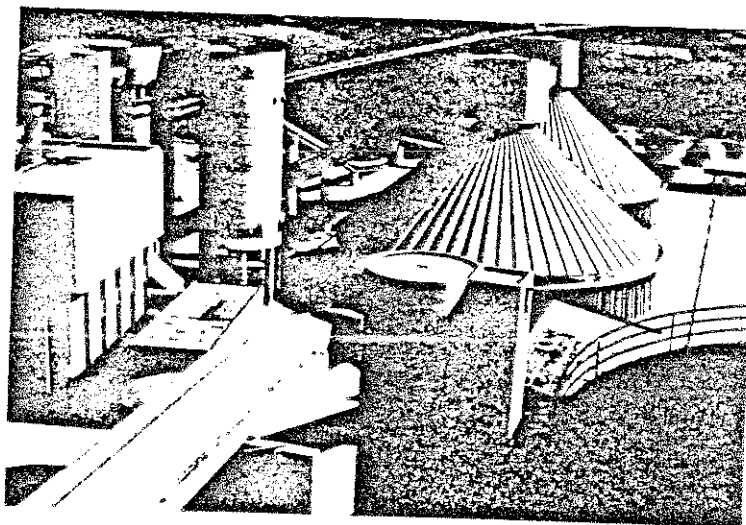


Fig. 22.38. Betonklinkersilos mit Filteranlagen im Kopfteil zur Entstaubung der Silos und der Bandübergaben

Fig. 22.38. Concrete clinker silos with dust collectors in the head parts for collecting dust from the silos as well as from the clinker transfer points

Fig. 22.38. zeigt moderne Betonklinkersilos. Im Kopfteil befinden sich je zwei große Filteranlagen zur Entstaubung der Silos und der Bandübergabe. Klinkertransporteinrichtungen sind von der Firma Aumund GmbH.

Fig. 22.34. – 22.38. sind von der Firma Aumund-Fördertechnik GmbH.

Fig. 22.38. shows modern clinker concrete silos. In each head part are two large dust collectors for collecting the dust from the silos as well as from the clinker transfer points. Clinker conveying installations are from Aumund Co.

Fig. 22.34. – 22.38. are from the Aumund Conveying Technique Co.

22.8. Flugasche-Silos

Die Herstellung modifizierter Portlandzemente durch Zumahlung von Flugasche hat sich weltweit durchgesetzt. Im Cement-Data-Book, Band 2, wird darüber im Abschnitt 1.9.3. berichtet, ebenso liegen fundierte Qualitätsuntersuchungen vor [274b].

Schwankender Absatz von Flugaschezement sowie saisonbedingte und regionale Schwankungen in den Kraftwerken, erfordern umfangreiche Pufferkapazitäten, die entweder von den Kraftwerken oder von den Zementwerken zu erstellen sind.

Kalte, durch lange Lagerung selbst verdichtete Flugasche verliert ihr normales und gutes Fließverhalten, weshalb Silos mit Spezialeinrichtungen entwickelt wurden. Die Firma Claudius Peters AG hat in Zusammenarbeit mit der Firma Nils Weibull AB ein sogenanntes „Pneumechsilo“ entwickelt, in dem mechanische und pneumatische Fördergeräte angewandt werden, und zwar sowohl zur Beschickung als auch zur Entleerung; siehe Fig. 22.39. (Claudius Peters AG).

Das Silo besitzt eine Mittelsäule, um die sich eine Kranbrückenkonstruktion unterhalb des Silodaches bewegt. Dieser Brückenkran hebt und senkt eine umkehrbare, troglöse Förderschnecke sowie eine Ring-Luftförderrinne mit Teleskoprohr für die Beschickung des Silos.

Anstatt eines Zyklons hat die Mittelsäule einen oberen Expansionsraum, aus dem die Flugasche der Ringförderrinne zugeführt wird. Von der Förderrinne läuft das Material über das Teleskoprohr unmittelbar zur Förderschnecke, die es gleichmäßig in einer vorgegebenen Schichthöhe über die Silofläche verteilt.

Zur Entleerung wird die Förderrichtung der Schnecke geändert, die nun die verteilte Flugasche abträgt, wobei das Material dem mechanisch arbeitenden Ringbahnförderer aufgegeben wird. Die Mittelsäule hat rechteckige Einlauföffnungen mit Fluidisierplatten sowie belüftetem Austragsboden. Der Ringbahnförderer entleert das Material in die Einlauföffnungen der Säule, wobei es vorfluidisiert wird. Diese, gemeinsam mit der Bodenbelüftung, erzeugen eine zentrale Fließzone innerhalb der Säule und damit eine Materialkonditionierung für einen unbehinderten Abzug der Flugasche.

22.8. Fly-ash silos

The manufacture of modified Portland cements through the addition of fly-ash during finish grinding has been accepted worldwide. Such types of cements are described in volume 2, section 9.1.3. of the Cement-Data-Book. Also technical periodicals about quality research of such cements [274b].

Fluctuations in the sale of fly-ash cements as well as seasonal and regional fluctuations in the operation of power generating stations, require large storage capacities, located either at the power station or at the cement plant.

Cold fly-ash which compacts itself after long storage, loses its useful flowability; therefore, storage silos with special installations were developed. The Claudius Peters Co. developed in cooperation with the Nils Weibull Co. a so-called „Pneumechsilo“ in which mechanical and pneumatic conveying equipment is used, and this not only for filling but also for discharge of the silo; see Fig. 22.39. (Claudius Peters Co.).

The silo is equipped with a central column, around which a bridge crane moves underneath the silo roof. This bridge crane lifts and lowers a reversible troughless screw conveyor and a circular pneumatic conveyor with a telescopic spout to distribute the incoming material.

Instead of a cyclone, the top of the central column is equipped with an expansion compartment, out of which the material flows to the circular pneumatic conveyor. This conveyor moves the material to the telescopic duct, which in turn brings the fly-ash directly to the screw conveyor which distributes it equally as a selected layer over the silo surface.

To discharge the fly-ash from the silo, the operation of the screw is reversed, and the material is fed to the mechanical circular conveyor which operates around the central column. This conveyor empties into openings of the column, and at this point the fly-ash is pre-fluidized. Pre-fluidization, together with aeration at the bottom of the column generate a central flow zone within the center duct, and thus conditions the fly-ash for a trouble free discharge.

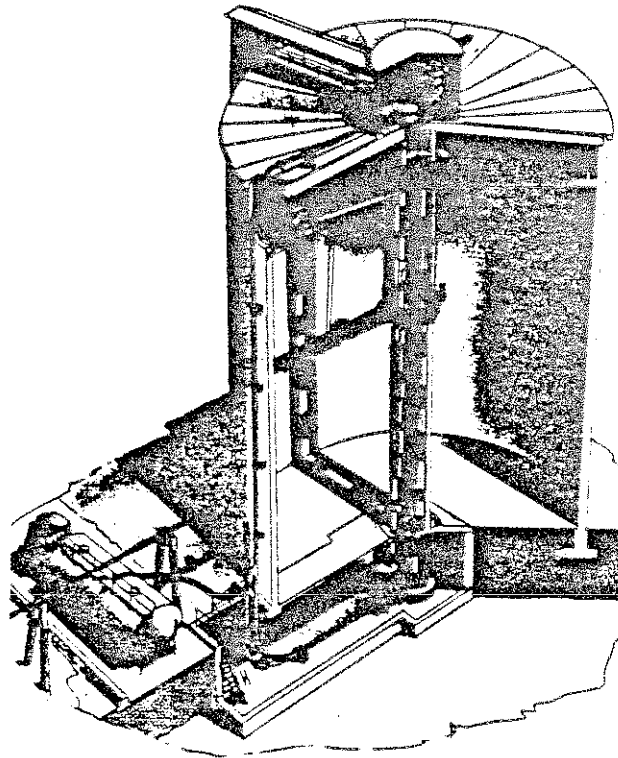


Fig. 22.39. Schnittbild eines „Pneumehsilos“ für Flugasche

Fig. 22.39. Cross-section of a "Pneumehsilos" for fly-ash

Die mechanische Zwangsentleerung resultiert in einen besonders vorteilhaften Entleerungsgrad bei gleichzeitiger guter Siloraumnutzung. Der spezifische Energiebedarf beträgt selbst bei verfestigter Flugasche etwa 0.25 kWh/t [274c].

The effective silo area in use, as well as the degree of discharge are exceptionally advantageous due to the forced mechanical discharge. The specific energy consumption is approx 0.25 kWh/t, even at compacted fly-ash [274c].

23. Das Ofenfutter

Die Laufzeit der Drehöfen — auch Ofenreise genannt — hängt in erster Linie von der Güte des Ofenfutters ab. Man nimmt einen höheren Preis für bessere Qualitäten des Ofenfutters gerne in Kauf, um eine lange Laufzeit des Ofens zu erzielen. Außerplanmäßige Ofenstillstände, bedingt durch schlechte Futterhaltbarkeit, verursachen verlustreiche Produktionsausfälle.

Der Zweck der feuerfesten Ausmauerung des Drehofenmantels ist:

- a. Schutz des Mantelbleches vor der Einwirkung hoher Flammen- und Brennguttemperaturen.
- b. Herabsetzung der durch Strahlung und Leitung verursachten Wärmeverluste des Drehofenmantels.

Außerdem übernimmt das Ofenfutter Wärmeenergie von den heißen Ofengasen und gibt diese an das Brenngut ab. Da die Ofengase eine bedeutend höhere Temperatur haben als das Brenngut, ist die Ofenausmauerung während der Drehung des Ofens periodischen Temperaturwechseln ausgesetzt. Infolge der Drehbewegung des Ofens ist das Ofenfutter auch mechanischen Beanspruchungen ausgesetzt. Ebenso ist die Abriebwirkung des Brenngutes auf das Ofenfutter ein zu beachtender Abnutzungsfaktor.

In der Sinterzone des Drehofens, wo die Temperatur des Brenngutes 1400–1500 °C beträgt und die Temperatur der Gase einige hundert Grade höher liegt, ist das Ofenfutter außer den oben genannten Einwirkungen zusätzlich noch der chemisch-aggressiven Einwirkung der Gase und des Brenngutes ausgesetzt.

Die ständig steigende spezifische Durchsatzleistung der Drehöfen und die damit verbundene Steigerung der Wärmekapazität erfordert höhere Qualitäten des Ofenfutters [282]. Der Gehalt an Schmelzphase im Klinker ist entscheidend für die Reaktion zwischen Brenngut und Ofenfutter in der Brennzone.

Die Ansprüche, die an das Drehofenfutter gestellt werden, betreffen folgende Eigenschaft [275]:

1. Mechanische Festigkeit
2. Feuerfestigkeit unter Druck
3. Temperaturwechselbeständigkeit
4. Chemische Widerstandsfähigkeit
5. Wärmeausdehnung bzw. Raumbeständigkeit
6. Wärmeleitfähigkeit
7. Abriebfestigkeit
8. Porosität

23. Kiln lining

The operational time of rotary kilns depends primarily on the quality of the kiln lining. To insure long-time kiln operation one willingly makes allowance for a higher price for good quality kiln refractory. Unscheduled kiln downtime caused by poor quality kiln lining, results in costly production losses.

The function of the kiln's refractory lining is:

- a. To protect the kiln shell from the influence of the flame and of the hot kiln feed;
- b. Reduction of heat losses caused by radiation and convection of the rotary kiln shell.

The kiln lining also takes over the heat energy from the kiln gases, transmitting it to the kiln feed. Since the temperature of the kiln gases is considerably higher than that of the kiln feed, the kiln lining is exposed to periodical heat shocks during the kiln's rotation. Due to the kiln's rotation, the kiln lining is also exposed to mechanical stresses. Also the abrasive action of the kiln feed on the lining is a wear factor which should not be neglected.

In the burning zone of the rotary kiln, where the material temperature amounts to 1400–1500 °C, and where gas temperatures are several hundred degrees higher, there is — besides the above mentioned influence factors — an additional element which acts upon the kiln's lining, viz. the chemical attack caused by the gases and the kiln feed.

The ever increasing specific throughput of the rotary kilns, and the increase in heat capacity require higher quality kiln lining [282]. The content of liquid phase in the clinker is decisive for the reaction between kiln feed and kiln lining in the burning zone.

The demands made on the kiln's refractory depend on the following properties [275]:

1. Mechanical strength
2. Refractoriness
3. Resistance to temperature changes (thermal shock)
4. Resistance to chemical attack
5. Thermal expansion or stability of volume
6. Thermal conductivity
7. Resistance to abrasion
8. Porosity

23.1. Mechanische Festigkeit

An die mechanische Festigkeit (auch Kaltdruckfestigkeit genannt) der Futtersteine werden folgende Anforderungen gestellt:

Feuerfeststeine mit hohem Al_2O_3 -Gehalt:
350–500 kg/cm² Kaltdruckfestigkeit; Dolomit- und Magnesitsteine 500–700 kg/cm² Kaltdruckfestigkeit.

Die Druckfestigkeit der feuerfesten Steine kann im kalten Zustande leicht geprüft werden und ist ein Anhaltspunkt für das Verhalten der Steine bei Betriebstemperatur im Drehofen. Die hohe Druckbeanspruchung der feuerfesten Steine bei Betriebstemperatur im Drehofen erfordert eine hohe Druckfestigkeit.

Hier sei auch auf die Stabilität des Drehofenmantels und dessen Deformation während des Betriebes hingewiesen. Die größte Deformation des Ofens, d. i. die Abweichung von der Kreisform des Ofenmantels, findet in der Nähe der Laufringe statt. Mit dem Ofendeformations-Meßgerät wurde durch laufende Messungen während des Betriebes gefunden, daß bei neuen Drehöfen die radiale Deformation bzw. Ovalität, d. i. der Unterschied zwischen waagrechtem und senkrechtem Durchmesser während der Ofendrehung, bis zu 0,3 % des Ofendurchmessers beträgt; bei älteren Ofen wurden Unterschiede bis zu 0,6–0,7 % festgestellt. Diese zyklische Pressung und Entlastung kann, wenn sie nicht vom Ofenfutter aufgenommen wird, zu dessen Zerstörung führen [276, 277].

Die Kaltdruckfestigkeit wird gemäß den ASTM-Normen C-133 geprüft.

23.2. Feuerfestigkeit

Die minimale Feuerfestigkeit für Futtersteine in der Sinterzone soll Segerkegel Nr. 33, d. i. 1730 °C, betragen. Allgemein werden jedoch Steine mit einer Feuerfestigkeit von Segerkegel Nr. 35–36, d. i. 1770°–1790 °C, verwendet. In Amerika wird die Feuerfestigkeit nach den ASTM-Normen C-24 (Pyrometric Cone Equivalent) geprüft.

Die Druckfeuerbeständigkeit ist jene Temperatur, bei der das feuerfeste Material unter einem Druck von 2 kg/cm² zu erweichen beginnt. Die Druckfeuerbeständigkeit von Magnesitsteinen soll etwa 150 grd. über der Sintertemperatur des Klinkers liegen. Eine höhere Druckfeuerbeständigkeit ist nicht angezeigt, da dann Schwierigkeiten bei der Ansatzbildung entstehen. Das Ofenfutter soll vielmehr bei höheren Temperaturen einen gewissen Grad von Plastizität aufweisen, um ungewöhnliche Druckbeanspruchungen aufzunehmen.

Die Druckfeuerbeständigkeit wird nach den ASTM-Normen C-16 geprüft (Deformation under Load).

23.1. Mechanical strength

Mechanical strength (also called cold crushing strength) of kiln lining bricks must comply with the following requirements:

Refractory bricks with high Al_2O_3 -content:
350–500 kg/cm² cold crushing strength; dolomite and magnesite bricks 500–700 kg/cm² cold crushing strength.

The cold crushing strength of refractory bricks can be easily tested; this strength is a criterion for the behavior of the brick at the operational temperature in the rotary kiln. The high compressive stress of the refractory brick exposed to the operational temperature in the kiln, requires a high cold crushing strength.

In connection with this, reference is made to the stability of the rotary kiln's shell, and its deformation during kiln operation. The largest deformation of the rotary kiln, i.e. the deviation from the circular shape of the shell occurs near the riding rings. Continuous measurements during kiln operation with the shell-test apparatus showed that radial deformation or ovality, i.e. the difference between the horizontal and the vertical diameter amounts to 0,3 % during the revolution of the kiln; older kilns showed differences up to 0,6–0,7 %. This cyclic pressure and unburdening, if it is not absorbed by the kiln's lining, can lead to its destruction [276, 277].

Testing of the cold crushing strength is performed according to ASTM-Standard C-133.

23.2. Refractoriness

PCE (Pyrometric Cone Equivalent) for refractory in the burning zone should show a minimum of No 33, i.e. 1730 °C. Generally however, bricks with a refractoriness of PCE No 35–36, i.e. 1770–1790 °C are applied. In the United States refractoriness is tested according to ASTM-Standards C-24 (Pyrometric Cone Equivalent).

The load bearing capacity is the temperature at which the refractory starts to soften, when applying a pressure of 2 kg/cm². The load bearing capacity of magnesite bricks should be approximately 150 °C degrees above the burning temperature of the clinker. A higher load bearing capacity is not recommended because of difficulties in the formation of coating. At higher temperatures, the kiln lining should rather show a certain degree of plasticity, to absorb abnormal pressure loads.

The load bearing capacity test is performed according to ASTM-Standard C-16 (Deformation under Load).

23.3. Temperaturwechselbeständigkeit

Während einer Ofenumdrehung, die normalerweise weniger als eine Minute dauert, ist das Ofenfutter einmal den heißen Ofengasen ausgesetzt, das andere Mal befindet es sich unter dem kälteren Brenngut. Die periodischen Temperaturschwankungen der Futteroberfläche können bis zu 400 grd. betragen. Die Fähigkeit, diesem ständigen Temperaturwechsel standzuhalten, wird als Temperaturwechselbeständigkeit bezeichnet.

Die Prüfung der Temperaturwechselbeständigkeit erfolgt durch Erhitzen eines Prüfsteines während 40 Minuten bis auf 950 °C und nachfolgende Kühlung mit kaltem Wasser (3 Minuten) bis zum Gewichtsverlust von 50 % (DIN 1068). Hochtonerdehaltige Steine sollen 15–25, Magnesitsteine 5–15 und Chrommagnesitsteine bis 20 Prüfzyklen aushalten. Basische Steine werden im allgemeinen mit Preßluft geprüft.

Die Temperaturwechselbeständigkeit ist auch ein Maßstab für das Aufheizen des Drehofens, dessen Brennzone mit Magnesitsteinen ausgemauert ist. Amerikanische Magnesiterzeuger [278] empfehlen, einen kalten Ofen innerhalb von 4–5 Stunden gleichmäßig bis auf 1100 °C aufzuheizen. Ab diesem Zeitpunkt soll der Ofen mit Rohmehl beschickt werden. In etwa zwei Stunden (abhängig von der Länge des Ofens) erreicht dann das Rohmehl die Sinterzone, die inzwischen auf Betriebstemperatur aufgeheizt wurde; andere Erzeuger empfehlen eine Aufheizzeit von 12–16 Stunden. Plötzliche Erwärmungen sind für das Magnesit- und Dolomitfutter nicht so schädlich wie rasche Abkühlungen, worauf im praktischen Betrieb besonders zu achten ist.

In diesem Zusammenhang ist die Empfindlichkeit der Magnesitsteine gegen Wasser und Wasserdampf — besonders im Temperaturbereich zwischen 60 und 295 °C — zu beachten. Das freie Magnesiumoxyd der Magnesitsteine zeigt in diesem Temperaturbereich eine spezielle Neigung, sich mit Wasser bzw. Wasserdampf zu Magnesiumhydroxyd zu verbinden. Dieser Prozeß ist mit einer Volumenzunahme verbunden, die das Gefüge der Magnesitsteine zerstört. Diese Erscheinung kann eintreten, wenn sich der Verbrennungswasserdampf der Ofenflamme — insbesondere einer Erdgasflamme — an der kalten Ausmauerung niederschlägt. Die Neigung des Magnesiumoxyds, sich mit Wasserdampf zu verbinden, fällt mit steigender Temperatur und hört bei 295 °C auf. In der Praxis trachtet man danach, beim Anfahren des Drehofens den kritischen Temperaturbereich von 60–295 °C so schnell wie möglich zu durchschreiten, um Hydratation des Magnesiumoxids zu vermeiden.

23.4. Chemische Widerstandsfähigkeit

Das Brenngut, dessen CaO-Gehalt etwa 65 % beträgt, hat einen stark basischen Charakter. Bei der hohen Temperatur in der Sinterzone entwickelt das Brenn-

23.3. Resistance to temperature changes (thermal shock)

During one kiln revolution which normally takes less than one minute, the kiln lining is once exposed to the hot kiln gases, and the other time it is covered by the kiln feed. The periodic temperature fluctuations of the lining's surface can amount up to 400 degrees. The ability to resist these constant temperature changes is denoted as resistance to thermal shock.

Resistance to thermal shock is tested by heating the sample brick during 40 minutes up to 950 °C, and subsequently cooling it with cold water (3 minutes), up to a weight loss of 50 % (German Standard DIN 1068). High alumina bricks should resist 15–25, magnesite bricks 5–15, and chrommagnesite bricks up to 20 test cycles. Generally, basic bricks are tested with compressed air.

The resistance to thermal shock is also a criterion for heating up the rotary kiln's burning zone lined with magnesite bricks. It is the recommendation of American magnesite manufacturers [278] that a cold kiln should be heated up to 1100 °C within 4–5 hours at a uniform rate. From that point on, raw mix should be fed into the kiln. After approximately two hours (depending on the length of the kiln), the raw mix will enter the burning zone, which in the meantime was heated up to the operational temperature; other manufacturers recommend a heating time of 12–16 hours. Sudden heatings are not as detrimental to the magnesite and dolomite lining as sudden coolings; this should be particularly taken into consideration during kiln operation.

In connection with this, special attention should be paid to the sensitivity of the magnesite bricks to the influence of water and water vapor, especially in the temperature range between 60–295 °C. In this temperature range, the free magnesium oxide of the magnesite bricks shows a special disposition to combine with water or water vapor, forming magnesium hydroxide. This process is connected with an increase in volume, resulting in the breakdown of the magnesite brick's structure. This phenomenon can occur when the combustion water of the flame, especially of a natural gas flame condenses on the cold refractory lining. The tendency of the magnesium oxide to combine with water vapor decreases with increasing temperature and discontinues at 295 °C. In practical operation when starting the rotary kiln, it is the intention, to pass the critical temperature range of 60–295 °C as quickly as possible, to prevent hydration of the magnesium oxide.

23.4. Resistance to chemical attack

The chemical character of the kiln feed with a CaO-content of about 65 % is strong basic. In the high temperature of the burning zone, the kiln feed develops a

gut eine starke chemische Aggressivität gegenüber dem heißen Sinterzonenfutter. Überdies enthält das Brenngut in der Sinterzone etwa 20–25 % Schmelzphase, was seine Angriffsfähigkeit gegenüber der Ofenausmauerung noch erhöht. Dem chemischen Angriff des Brenngutes in der Sinterzone unterliegen fast alle feuerfesten Materialien mit Ausnahme von Magnesit und Dolomit; da diese Materialien selber basischen Charakter haben, sind sie gegen das angreifende Verhalten des Klinkers immun, insbesondere der Dolomit, wegen seines hohen CaO-Gehaltes.

Die Aggressivität des Klinkers hängt auch vom Wert des Silikat- und Tonerdemoduls ab; mit steigendem Wert dieser Moduln steigt die Aggressivität des Klinkers. Nicht aggressiv ist Klinker mit folgenden Werten der genannten Moduln:

a. Tonerdemodul $\frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 1.8 - 2.2$

b. Silikatmodul $\frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3} = 2.5 - 3.2$

Bei Kohlefeuerung gelangen verhältnismäßig leicht schmelzende Aschen an das Ofenfutter, die mit diesem in Reaktion treten können. Auch Verbrennungsgase, besonders das Kohlenmonoxyd, können Zerstörung des Ofenfutters verursachen.

strong chemical attack against the lining of the burning zone. Besides, the kiln feed consists in the burning zone by about 20–25 % of liquid phase, which makes it even more apt to attack the refractory lining. Almost all refractory material in the burning zone is subject to chemical attack by the kiln feed, except magnesite and dolomite; since these materials themselves have basic properties, they are immune to the clinker's corrosive attack. This applies especially to dolomite, because of its high CaO-content.

The aggressiveness of the clinker depends also upon the value of the silica- and alumina ratio; with an increasing value of these ratios, also the aggressiveness of the clinker increases. With the following values of the mentioned ratios, the clinker shows no aggressiveness:

a. Alumina ratio $\frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 1.8 - 2.2$

b. Silica ratio $\frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3} = 2.5 - 3.2$

When firing coal, relatively fast melting ashes contact the kiln lining with which they enter into reaction. Also combustion gases, especially carbon monoxide, can contribute to the destruction of the kiln lining.

23.5. Wärmeausdehnung bzw. Raumbeständigkeit

Obgleich das Stahlblech des Ofenmantels einen höheren Ausdehnungskoeffizient hat als das Ofenfutter, ist die lineare Ausdehnung des Ofenmantels kleiner als die der Ausmauerung. Dies beruht darauf, daß normalerweise die Manteltemperatur des Ofens 280–365 °C nicht überschreitet, während die mittlere Temperatur des Ofenfutters etwa 800–900 °C beträgt. In der Sinterzone kann das Ofenfutter an der Innenseite Temperaturen bis etwa 1350–1400 °C erreichen. Dies verursacht besonders an der Innenseite des Ofenfutters hohe Druckbelastungen, die manchmal zum Abplatzen der oberen Steinschicht führen (sog. spalling). In Amerika wird die Widerstandsfähigkeit gegen Abplatzen gemäß der ASTM-Norm C-122 (Spalling Resistance Test) geprüft.

Die größte Wärmeausdehnung hat reiner Magnesit; diese beträgt 2 % bei 1400 °C. Die lineare Wärmeausdehnung von Spezialmagnesitsteinen beträgt 1 % bei 1000 °C und 1.5 % bei 1400 °C. Feuerfeste Steine mit 70 % Al_2O_3 -Gehalt haben eine lineare Wärmeausdehnung von 1.0–1.2 %.

Bei einem Drehofen von 3 m Durchmesser, der in der Sinterzone mit Magnesitsteinen ausgemauert ist, wird sich das Futter gegenüber dem Ofenmantel am

23.5. Thermal expansion or stability of volume

Despite the circumstance that the expansion coefficient of the kiln shell is higher than that of the kiln lining, the linear thermal expansion of the kiln shell is lower than that of the lining. The reason for this is the kiln's shell temperature, which under normal conditions does not exceed 280–365 °C, whereas the mean temperature of the kiln lining, amounts to about 800–900 °C. In the burning zone, the inside surface of the kiln's lining can reach temperatures of up to 1350–1400 °C. This causes high compressive stresses, especially on the free surface of the lining, which sometimes results in spalling of the brick's upper layer. In the United States, the resistance against spalling is tested according to ASTM-Standard C-122 (Spalling Resistance Test).

Magnesite is characterized by the highest thermal expansion, which at 1400 °C is 2 %. The linear thermal expansion of special magnesite bricks is 1 % at 1000 °C, and 1.5 % at 1400 °C. Refractory bricks with 70 % Al_2O_3 content show a linear thermal expansion of 1.0–1.2 %.

On the example of a 3 m diameter rotary kiln with magnesite lining in the burning zone, it can be seen that the lining along the circumference in relation to

Umfang um folgenden Betrag mehr ausdehnen (angenommen: Ofenmanteltemperatur 365 °C, Außentemperatur 20 °C, linearer Ausdehnungskoeffizient von Stahl 0.000012/grd. C, lineare Ausdehnung des Magnesitfutters 2 %):

$3 \text{ m } \varnothing \times 3.14 \times [0.02 - (345 \times 0.000012)] = 0.149 \text{ m}$ oder 149 mm. Bei der Ausmauerung wird diese Länge mit Dehnfugen meist unter Verwendung von Asbestplättchen oder Pappe kompensiert.

Die Längenausdehnung des Sinterzonnfutters (12 m lang) wird betragen:

$12 \text{ m} \times [0.02 - (345 \times 0.000012)] = 0.190 \text{ m}$ oder 190 mm; diese Länge muß ebenfalls mit Dehnfugen kompensiert werden.

Die Wärmeausdehnung von feuerfesten Steinen wird in Amerika gemäß der ASTM-Norm C-113 geprüft.

Zu dem oben erwähnten Spalling-Effekt (Abplatzen der oberen Steinschicht) sei bemerkt, daß in den letzten Jahren Magnesitziegeln mit Blechplatten versehen wurden (sog. steelklad plating). Diese aus leicht oxydierbarem Stahl hergestellten Bleche sind an die Seitenwand des Magnesitsteines mechanisch angepreßt. Bei Temperaturen über 1000 °C verbinden die Bleche durch Oxydation die Futtersteine zu einem festen Block und machen auf diese Weise das Ofenfutter widerstandsfähig gegen das sogenannte Spalling; außerdem erhöht diese Maßnahme die Standfestigkeit des Futters im Drehofen. Die Oxydation der Stahlbleche und der Reaktionsprozeß mit dem Magnesit führen zur Entstehung von Magnesioferrit, MgFe_2O_4 , der die Magnetsitsteine zu einer einheitlichen Masse vereint. Magnesioferrit, auch Magnoferrit genannt [279], ist bekanntlich der Bestandteil, welcher den Magnesitsteinen die braune Farbe verleiht [280]. Bei Dolomitsteinen werden ebenfalls Bleche in die Radialfugen verlegt.

Magnesitsteine sind bekanntlich doppelt so teuer wie Dolomitsteine und rund dreimal so teuer wie hochtonerdehaltige Schamottesteine. Deshalb sind Magnesitsteine nur dann wirtschaftlich verwendbar, wenn deren Standzeit die von Dolomit- und Schamottesteinen zumindest um das doppelte bzw. dreifache übertrifft. In manchen Ländern sind hochtonerdehaltige Schamottesteine den Magnesitsteinen im Preise etwa gleich. Aus Gründen der Kosteneinsparung geht man deshalb bei der Festlegung der Futterzone für Magnesit nicht über die notwendige Sinterzonlänge hinaus. Bei der Berechnung des Magnesitsteinverbrauches kann man eine fast einheitliche Festlegung der Sinterzonlänge verfolgen. In der europäischen Zementindustrie wird bei Drehöfen bei zu 4 m Durchmesser die Länge der Sinterzone gleich dem vierfachen Sinterzonendurchmesser (gemessen am Blechmantel) festgelegt. Bei Drehöfen mit mehr als 4 m Durchmesser wird die Sinterzonlänge gleich fünf Ofendurchmessern festgelegt [281]. Die Zementindustrie der Sowjetunion hat die Länge der Sinterzone einheitlich für alle Drehöfen gleich fünf lichten Sinterzonendurchmessern festgelegt [283].

the kiln shell, will expand more by the following amount (assumed kiln shell temperature 365 °C, ambient temperature 20 °C, expansion coefficient of steel 0.000012/degree C, linear expansion of magnesite brick 2 %):

$3 \text{ m } \varnothing \times 3.14 \times [0.02 - (345 \times 0.000012)] = 0.149 \text{ m}$ or 149 mm. When lining the kiln, this length is compensated by expansion joints, mostly by the use of asbestos lamellas or cardboard spacers.

The linear expansion of the burning zone lining (12 m long) will amount:

$12 \text{ m} \times [0.02 - (345 \times 0.000012)] = 0.190 \text{ m}$ or 190 mm. This length also must be compensated by expansion joints.

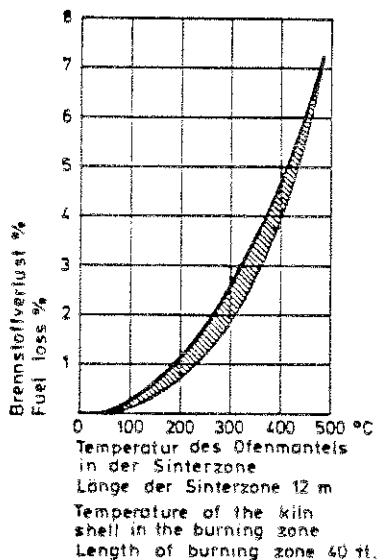
In the United States, the thermal expansion of refractory is tested according to ASTM-Standard C-113 (Permanent linear change in heating).

In connection with the above named spalling effect, it should be mentioned that in the last several years magnesite bricks were supplied with sheet metal plates (socalled steelklad plating). These plates manufactured from easily oxidizable steel, are mechanically attached to the side wall of the magnesite brick. At temperatures above 1000 °C the plates oxidize and combine with the bricks to a solid block, thus making the kiln lining resistant to spalling; besides, the provision increases the stability of the lining in the rotary kiln. The oxidation of the steel plates and the process of reaction with the magnesite, cause the formation of magnesioferrite, MgFe_2O_4 , which combines the magnesite bricks to a monolithic mass. As is well known, magnesioferrite, also called magnoferrite [279], usually constitutes the brown coloring material in magnesite bricks [280]. Also dolomite bricks are supplied with steelklad plating.

As is known in practice, magnesite bricks are high-priced and represent twice the price of dolomite, and three times the price of high alumina refractory. Therefore magnesite bricks are only economically applicable if their operational lifetime will be two or three times longer than that of dolomite or high alumina brick respectively. In some countries however, the price of high alumina bricks is the same as that of magnesite bricks. Therefore when saving on operational costs, it is advisable to limit the length of the magnesite lined burning zone to the necessary limits. When calculating the quantity of magnesite bricks for kiln lining, one can ascertain an almost uniform determination of the burning zone length. In the European cement industry the following rules prevail: the length of the burning zone in rotary kilns with up to 4 m diameter, equals four times the burning zone diameter, measured on the shell. In rotary kilns with diameters over 4 m, the length of the burning zone is determined as five times the kiln diameter [281]. The cement industry of the Soviet Union determined the length of the burning zone in all kilns equal to five burning zone diameters, measured on bricks [283].

23.6. Wärmeleitfähigkeit

Die Wärmeleitfähigkeit von feuerfesten Steinen wird mit λ (Wärmeleitzahl) bezeichnet und ist in $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}^\circ\text{C}$ ausgedrückt. Die Wärmeleitfähigkeit des Ofenmantels ist für die Wärmeverluste durch den Ofenmantel maßgebend. Bei den meisten feuerfesten Materialien wächst die Wärmeleitfähigkeit mit steigender Temperatur; beim Magnesit und Dolomit dagegen ist dieses Verhältnis umgekehrt. Für Schamottesteine ist die Wärmeleitzahl bei 20°C , $\lambda = 1.00$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}^\circ\text{C}$ und bei 1000°C $\lambda = 1.30$. Magnesitmaterial dagegen hat bei 20°C , $\lambda = 5.00$ und bei 1000°C ist $\lambda = 3.00$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}^\circ\text{C}$; dies verursacht hohe Wärmeverluste, die aber durch den Futteransatz weitgehend gesenkt werden. Die Wärmeleitfähigkeit hängt in starkem Maße von der Porosität des feuerfesten Materials ab. Bei einem Schamotte-Isolierstein mit einem Raumgewicht von 0.80 g/cm^3 ist $\lambda = 0.40$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}^\circ\text{C}$, also sehr niedrig. Die Wärmeleitzahl des Futteransatzes beträgt $\lambda = 1.5$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}^\circ\text{C}$. Das Stahlblech des Ofenmantels hat eine Wärmeleitzahl von $\lambda = 40$. Ist die Wärmeleitfähigkeit der Ofenausmauerung zu hoch, so erfolgt übermäßige Erhitzung des Ofenmantels, zusammen mit übermäßigen Wärmeverlusten. Andererseits erschwert eine niedrige Wärmeleitfähigkeit die Bildung eines schützenden Futteransatzes. Das in Fig. 23.1. dargestellte Diagramm gibt die Strahlungs-Wärmeverluste in Prozent des aufgewendeten Brennstoffes an, in Abhängigkeit von der mittleren Temperatur des Ofenmantels im Bereich der Sinterzone, wobei zur Berechnung die Sinterzonenlänge mit 12 m angenommen wurde [283].



Neben der Wärmeleitfähigkeit ist die Futterstärke von Bedeutung. Drehöfen mit Sinterzonendurchmessern bis 3.65 m werden in Amerika mit 150 mm starken Steinen ausgemauert. Bei Drehöfen mit über 3.65 m Durchmesser beträgt die Futterstärke 230 mm und 250 mm. In Deutschland werden folgende Steinstärken empfohlen [284]:

23.6. Thermal conductivity

The thermal conductivity of refractory is denoted with λ (thermal conductivity coefficient) and is expressed as $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$. The thermal conductivity of the kiln lining determines the heat losses through the kiln shell. With most refractory material the thermal conductivity increases with increasing temperature; on the contrary, with magnesite and dolomite, this ratio is reversed. The thermal conductivity coefficient for high alumina refractory at 20°C , $\lambda = 1.00$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$, and at 1000°C , $\lambda = 1.30$. On the other hand, for magnesite material at 20°C , $\lambda = 5.00$ and at 1000°C , $\lambda = 3.00$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$; this results in high heat losses, which however, are widely reduced by the coating covering the lining. To a large extent, the thermal conductivity depends on the porosity of the refractory. An insulating firebrick with a bulk density of 0.8 g/cm^3 , $\lambda = 0.40$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$, which is very low. The thermal conductivity coefficient of the coating is $\lambda = 1.5$ $\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$. The kiln shell's steel has a thermal conductivity coefficient of $\lambda = 40$. A high thermal conductivity of the kiln's lining results in overheating of the kiln shell, and thus in extreme heat losses. On the other hand, with a low thermal conductivity it is difficult to get a protective coating on the refractory lining. The diagram in Fig. 23.1. shows heat losses by radiation in percent of the applied fuel, depending on the mean temperature of the kiln shell in the area of the burning zone, whereby for calculation purposes the length of the burning zone was assumed to be 12 m [283].

Fig. 23.1. Wärmeverluste in Prozent des Brennstoffes, abhängig von der mittleren Temperatur des Drehofenmantels in der Sinterzone

Fig. 23.1. Heat losses in per cent fuel depending on the mean temperature of the rotary kiln shell in the burning zone

In addition to the thermal conductivity, the thickness of the lining is also of importance. In the United States, 150 mm thick refractory is used for kiln diameters up to 3.65 m. Rotary kilns with diameters above 3.65 m are lined with 230 mm and 250 mm thick refractory. In Germany the following thickness of refractory is recommended [284]:

23. Das Ofenfutter

Drehofendurchmesser, m	Steinstärke, mm
bis 3.60	180
3.60–4.20	200
4.20–5.20	225
über 5.20	250

An dieser Stelle sei bemerkt, daß die Futterstärke nicht immer vom Ofendurchmesser abhängig ist. Bei guter Ansatzbildung nimmt man in der Sinterzone gern die Steine ein oder gar zwei Stufen schwächer.

Dort wo die Drehöfen nicht umbaut sind, beeinflußt die Bewegung der umgebenden Luft die Wärmeverluste des Ofenmantels durch Strahlung; die nachfolgenden Aufstellungen geben diese Verluste bei ruhender und bewegter Außenluft an. Bei ruhender Außenluft und einer Lufttemperatur von 21 °C beträgt die Wärmeabstrahlung pro m² Ofenwand und Stunde [285]:

Ofenmanteltemperatur °C Kiln shell temp.
38
93
149
204
260
316
372
426

Bei einer Geschwindigkeit der umgebenden Luft von 1.5 m/sec (Lufttemperatur 21 °C) werden folgende Wärmeverluste auftreten:

Ofenmanteltemperatur °C Kiln shell temp.
38
93
149
204
260
316

Auf der einen Seite verringert ein stärkeres Ofenfutter das nutzbare Ofenvolumen und somit den Durchsatz des Drehofens, auf der anderen Seite jedoch erhöht das stärkere Ofenfutter die Wärmewirtschaftlichkeit des Ofens, indem es die Wärmeverluste des Ofenmantels durch Strahlung herabsetzt.

In den USA wird die Wärmeleitfähigkeit gemäß der ASTM-Norm C-201 geprüft (Heat flow through refractory).

23.7. Abriebfestigkeit

Das während der Drehung des Ofens auf dem Ofenfutter abrutschende Brenngut verursacht Abrieb der feuerfesten Steine. Die Abriebfestigkeit hängt auch von der Druckfestigkeit der feuerfesten Steine ab.

23. Kiln lining

Kiln dia. m	Refractory thickness, mm
up to 3.60	180
3.6–4.2	200
4.2–5.2	225
over 5.2	250

Here it should be mentioned that the refractory thickness does not always depend on the kiln's diameter. With good coating conditions in the burning zone, the refractory bricks are often selected one or even two grades thinner.

In cases where the rotary kilns are not located inside a building, the motion of the surrounding air influences the heat losses of the kiln's shell by radiation. The following tabulations enumerate the losses at ambient still air, as well as with air which is in motion. At ambient still air temperature of 21 °C, the heat losses by radiation per square meter of kiln shell and hour are [285]:

Wärmeverlust Heat losses kcal/m ² · h
120
715
1590
2810
4460
6660
9460
12,930

At a velocity of the ambient air of 1.5 m per second (air temperature 21 °C) the following heat losses occur:

Wärmeverlust Heat losses kcal/m ² · h
232
1270
2550
4040
5950
8330

On the one hand a thicker kiln lining decreases the useful kiln volume and thus the throughput of the rotary kiln; on the other hand however, a thicker kiln lining improves the heat economy of the kiln in reducing the kiln shell's heat losses by radiation.

In the United States, the thermal conductivity is tested according to ASTM-Standard C-201 (Heat flow through refractory).

23.7. Resistance to abrasion

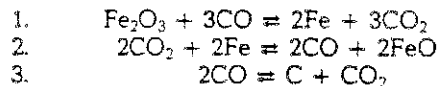
The kiln feed which during the kiln's revolution slides on the kiln lining, causes abrasion of the refractory. The resistance to abrasion depends on the mechanical strength of the refractory. The resistance

Die Abriebfestigkeit wird in cm^3 pro cm^2 der exponierten Oberfläche gemessen. Magnesit- und Dolomitsteine wie feuerfeste Steine mit hohem Tonerdegehalt (70–80 % Al_2O_3) sollen einen Verlust durch Abrieb von nicht mehr als $0.2 \text{ cm}^3/\text{cm}^2$ aufweisen. Feuerfeste Steine mit einem Abriebverlust von über $0.25 \text{ cm}^3/\text{cm}^2$ sollen im Drehofen nicht verwendet werden.

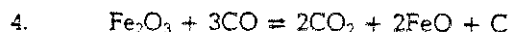
Die Abriebfestigkeit des Ofenfutters in der Sinterzone wird meist nur beim Anfahren des Ofens in Anspruch genommen. Nach Bildung des Ansatzes schützt dieser das Futter vor Abrieb. Ohne schützenden Ansatz würde ein Magnesitfutter trotz hoher Druck- und Abriebfestigkeit den Anforderungen in der Sinterzone nicht standhalten.

Auf Schamottesteinen erfolgt, wenn überhaupt, Ansatzbildung durch die bei hohen Temperaturen eintretende Wechselwirkung zwischen der basischen Klinkerschmelze und dem sauren Schamotte-material. Bei den basischen Dolomit- und Magnesitsteinen, die sich gegen die basische Klinkerschmelze neutral verhalten, muß die Futteroberfläche durch genügendes Erhitzen vorerst erweicht werden; mit der so erweichten Futteroberfläche verbindet sich dann die Klinkerschmelze mechanisch verhältnismäßig leicht, was zur Ansatzbildung führt.

Von Zeit zu Zeit erfolgt ein periodisches Abfallen des Ansatzes und daraufhin neue Ansatzbildung. Das Abfallen des Ansatzes ist als Folge chemischer Reaktionen gedacht, die im folgenden schematisch aufgezeichnet sind [286]:

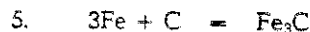


Summarisch also:

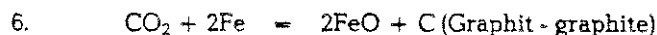


Das FeO wirkt als Schmelze und der sich ansetzende Graphit verursacht Ausdehnung.

Die Ausdehnung kann auch durch Bildung von Zementit, Fe_3C , erklärt werden, der eine Raumausdehnung von 14.8 % verursacht.



Oder es kann auch die folgende Reaktion stattfinden:



Der Abfall des Ansatzes bedingt manchmal auch ein Abplatzen der obersten Schicht des Ofenfutters, was dessen allmähliche Zerstörung zur Folge haben kann.

Zusammen mit dem Abrieb geht der Verschleiß des feuerfesten Materials. Für das Drehofenfutter gelten folgende Verbrauchszahlen.

	kg/t Klinker
Wärmetauscherofen	0.60
Langer Trockenofen	1.00
Langer Naßofen	1.05

to abrasion is measured in cm^3 per cm^2 of the exposed surface. Magnesite and dolomite bricks as well as high alumina refractory (70–80 % Al_2O_3), should have an abrasion loss of not more than $0.2 \text{ cm}^3/\text{cm}^2$. Refractory with an abrasion loss of more than $0.25 \text{ cm}^3/\text{cm}^2$ should not be used in rotary kilns.

In the burning zone, the resistance to abrasion is mostly exploited only during kiln start-up operation. After formation of coating, the lining is protected against abrasion. Despite high mechanical strength and resistance to abrasion, a magnesite lining would not withstand the stress in the burning zone without protective coating.

On fireclay bricks coating is formed — if at all — by reciprocal action between the basic liquid phase of the clinker and the acidic fireclay at high temperatures. In the case of basic magnesite and dolomite bricks, which show neutral behavior against the basic liquid phase of the clinker, the surface of the lining must first become soft by adequate heating; then the clinker's liquid phase combines mechanically relatively easily with the lining's softened surface, thus creating coating.

The coating drops off periodically, followed by a new formation of coating. The coating's drop off is thought to be a result of chemical reactions, enumerated schematically as follows [286]:

Thus summarily:

The FeO acts as liquid phase, and the deposited graphite causes expansion.

The expansion can also be explained as the result of formation of cementite, Fe_3C , which causes an increase in volume by 14.8 %.

Or, also the following reaction may be possible:

The coating's drop off also causes occasional spalling of the upper layer of the refractory lining which may result in gradual destruction.

The abrasion results in the wear of the refractory material. The following wear rates apply for rotary kiln lining:

	kg/ton of clinker
Preheater kiln	0.60
Long dry process kiln	1.00
Long wet process kiln	1.05

Für die gesamte Ofenanlage kommen noch hinzu: der heiße und kalte Ofenkopf, Vorwärmer und Klinkerkühler. Für diese Einrichtungen werden zu den obigen Zahlen 20 % hinzugerechnet. Der Verein Deutscher Zementwerke hat auf Grund einer 6-jährigen Statistik einen Futterverschleiß für das Drehrohr allein von 0.9 kg/t Klinker festgestellt. Die Kosten für Material, Einbau und Reparatur der feuerfesten Ausmauerung betragen rund 2 % der Herstellungskosten des Zementes.

23.8. Porosität

Bei der Porosität von feuerfesten Steinen wird zwischen offenem Porenvolumen (relative oder offene Porosität) und dem wahren Porenvolumen unterschieden. Das wahre Porenvolumen umfaßt sowohl die offenen als auch die geschlossenen Poren und wird in Prozent des Gesamtvolumens des feuerfesten Steines ausgedrückt:

$$\% \text{ Absolute Porosität} = \frac{\text{Spez. Gew.} - \text{Raumgewicht}}{\text{Spez. Gewicht}} \times 100$$

Die Gewichtszunahme des Steines im kochenden Wasser dient als Wert zur Berechnung der relativen Porosität; diese beträgt bei Dolomit- und Magnesitsteinen etwa 15–21 % und bei Schamottesteinen etwa 18–25 %. In den USA erfolgt die Prüfung der relativen Porosität gemäß der ASTM-Norm C-20.

Das geschlossene Porenvolumen interessiert in der Praxis des Drehofenbetriebes weniger und wird nicht bestimmt; dagegen fördert ein hohes offenes Porenvolumen die Durchlässigkeit von Ofengasen sowie die Ansatzbildung von kondensierten Gaskomponenten in den Poren, was zur Zerstörung der feuerfesten Steine führen kann. Dies trifft vor allem auf alkalihaltige Drehofengase zu. In diesem Zusammenhang sei bemerkt, daß Schamottesteine mit 50 % Al_2O_3 -Gehalt weniger Alkaliempfindlich sind als hochtonerdehaltige Schamottesteine [287].

23.9. Ausmauerung von Drehöfen

Die Ausmauerung von Drehöfen erfolgt grundsätzlich auf drei Arten:

- Ausmauerung mit Mörtel
- Trockenverlegung
- Klebeverfahren; dieses Verfahren kann sowohl bei Mörtel- als auch bei Trockenverlegung angewendet werden.

a. Die Ausmauerung von Drehöfen auf der Basis von Mörtel — unter Benutzung von speziellen Mörteln sowohl für Schamotte- als auch für Magnesitsteine — ist meistens in Europa in Gebrauch. Nach dem Verlegen der feuerfesten Steine im unteren

For the total kiln arrangement, the following additions apply: the hot and cold kiln hood, preheater, and clinker cooler. For this equipment 20 % should be added to the above figures. Based on a 6-year statistic of kiln lining wear, the German Portland Cement Association ascertained a wear rate for the rotary cylinder itself of 0.9 kg/ton of clinker. The costs for material, installation and repair of the refractory lining participate with 2 % in the cement's manufacturing cost.

23.8. Porosity

The refractory's porosity is distinguished between open pore space (relative or open porosity) and true porosity. The true porosity is the total of both open and closed pores and is ordinarily expressed as the percentage of the total volume of the refractory brick:

$$\% \text{ Absolute porosity} = \frac{\text{Spec. gravity} - \text{bulk gravity}}{\text{Specific gravity}} \times 100$$

The increase in weight of a refractory brick in boiling water serves as the basis to calculate the apparent (relative) porosity. Magnesite and dolomite bricks show a relative porosity of about 15–21 %; relative porosity of fireclay bricks is about 18–25 %. In the United States, the relative porosity is ascertained according to ASTM-Standard C-20.

In practical rotary kiln operation the closed pore volume is less important and is not determined. On the other hand a high volume of open pores promotes the permeability to kiln gases as well as the sedimentation of condensed gas components in the pores. This may result in the destruction of the refractory. This is true especially for alkali laden kiln gases. In connection with this it should be mentioned that fireclay brick with 50 % alumina is less alkali-sensitive than high alumina brick [287].

23.9. Installing refractory lining in rotary kilns

The installation of the kiln lining is basically performed in three ways:

- Brick lining with mortar
- Dry lining of bricks
- The adhesive method; this method can be applied when dry lining as well as when using mortar.

a. Installation of the kiln lining on the basis of mortar, employing special mortars for fireclay as well as for magnesite bricks, is mostly applied in Europe. After lining of refractory bricks in the lower semi-circle of the rotary kiln, the freshly mortar bonded

Halbkreis des Drehofens wird das bis zur waagerechten Mittellinie des Ofens frisch mit Mörtel verlegte Futter mit Schraubenwinden abgesteift, worauf der Ofen zweimal um etwa 90° gedreht wird, um den anderen Halbkreis des Futters zu verlegen, wie es in Fig. 23.2 dargestellt ist.

bricks, lined up to the horizontal center line of the kiln are kept in position by using screw jacks to press the bricks against the kiln shell. Then the rotary kiln is turned twice, each time by about 90° , to line the other semi-circle, as it is shown in Fig. 23.2.

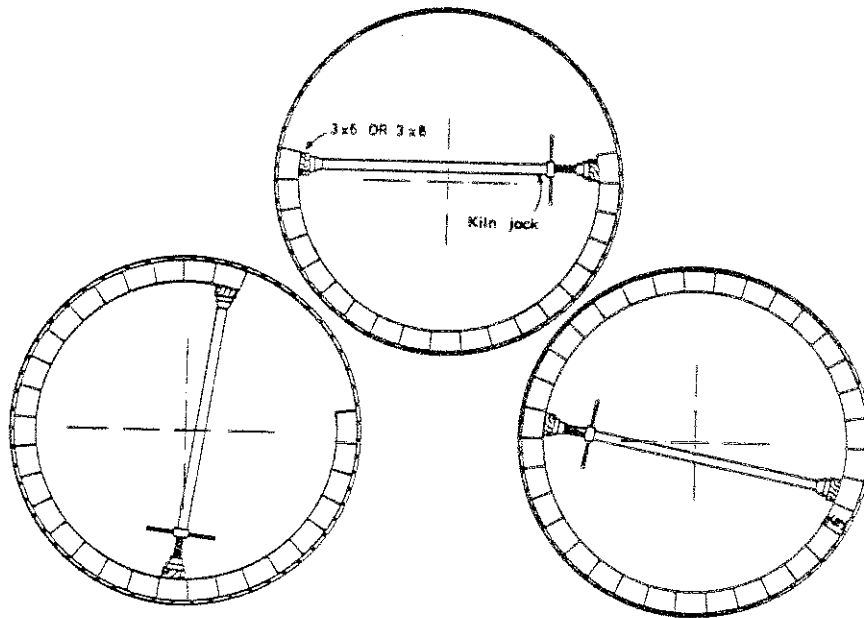


Fig. 23.2. Drehofenausmauerung mit Hilfe von Schraubenwinden

Fig. 23.2. Lining of a rotary kiln with the help of screw jacks

Bei Benutzung von Mörtel erfolgt die Verlegung des Ofenfutters meist im Längsverband (siehe Fig. 23.3.)

When using mortar, the installation of the kiln lining is mostly made in the way of longitudinal bonding (see Fig. 23.3.)

b. Die Trockenverlegung des Drehofenfutters, die in Amerika und Europa durchwegs in Gebrauch ist, hat den Vorteil, daß es nicht notwendig ist, den Ofen bei der Vermauerung zu drehen. Bei dieser Methode erfolgt die Steinverlegung in einzelnen Ringen am Ofenumfang, wie dies in Fig. 23.4. dargestellt ist.

b. In the United States and Europe, the dry installation method of the rotary kiln is ordinarily in use; this method has the advantage that during installation of the lining, turning of the rotary kiln is not necessary. With the dry installation method, the refractory bricks are bonded in parallel rings along the kiln's circumference, as it is shown in Fig. 23.4.

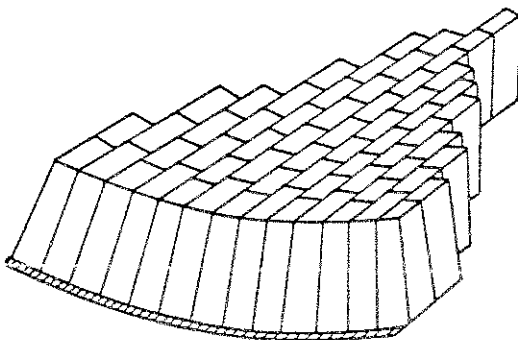


Fig. 23.3. Verlegung von Drehofenfutter im Längsverband

Fig. 23.3. Longitudinal bonding of rotary kiln lining

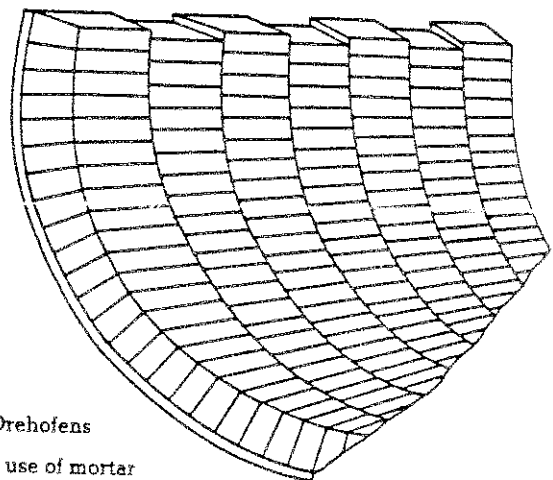


Fig. 23.4. Ringweise Steinverlegung bei mörtelloser Ausmauerung des Drehofens

Fig. 23.4. Ring bonded construction of rotary kiln refractory without the use of mortar

Für die Trockenverlegung dient ein mit Schrauben versehenes stählernes Schalungsbogengerüst [288] (siehe Fig. 23.5.).

Die Trockenverlegung der feuerfesten Steine im Drehofen erfolgt ringweise. Nach Verlegung des unteren Halbringes wird der Schalungsbogen auf diesen gestellt, worauf dann die Verlegung des oberen Halbringes erfolgt. Die einzelnen Steine im oberen Halbring der Futterschale werden bis zur Verlegung des Schlußsteines mit Spannschrauben festgehalten.

For the dry installation procedure a steel jack screw assembly as shown in Fig. 23.5. is in use [288].

Dry lining of the refractory bricks in the rotary kiln is installed in parallel rings. After installing the lower semicircle, the jack screw assembly is positioned on these bricks, whereupon the lining of the upper semicircle is accomplished. The particular bricks in the upper semicircle of the lining are held in place by screws until positioning of the key brick.

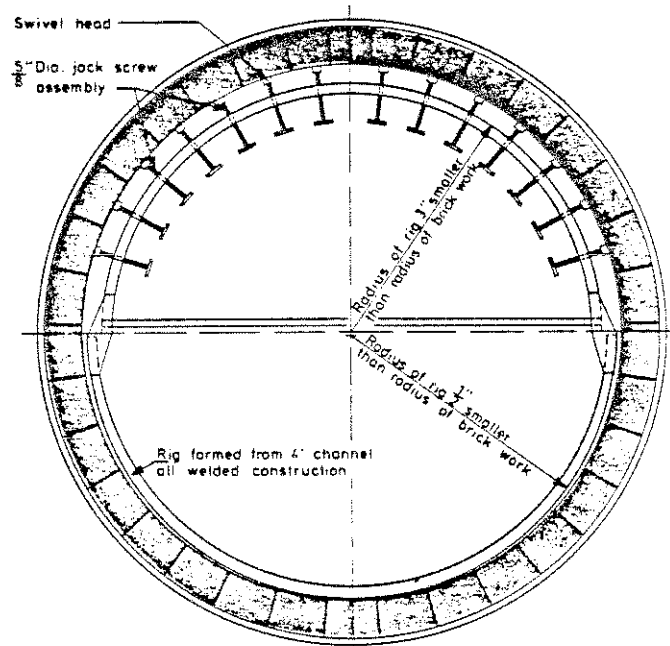


Fig. 23.5. Schalungsbogengerüst zur Trockenverlegung der Drehofenausmauerung

Fig. 23.5. Jack-screw assembly for dry installation of the rotary kiln refractory

c. Klebverfahren — In Drehöfen mit großen Durchmessern läßt sich das Schalungsbogengerüst nicht gut handhaben; ebenso ist die Absteifung mit Schraubenwinden nicht mehr betriebssicher; außerdem besteht die Gefahr, daß der Ofenmantel deformiert wird. Man hat daher ein Verfahren ausgearbeitet, Drehöfen mit großem Durchmesser ohne Hilfsgerüste auszumauern. Dies ist das sogenannte Klebverfahren, wonach die feuerfesten Steine mit einem Klebemittel von hoher Adhäsivkraft auf den Ofenmantel geklebt werden. Als Klebemittel wird ein modifiziertes Kunstharz (Epichlorhydrin und Diphenylpropan) verwendet, dessen Klebkraft die Zugfestigkeit der feuerfesten Steine übertrifft. Die Steine werden im Längsverband verlegt. Die Verlegung erfolgt mit streifenweise verklebten (epoxydierten) und dazwischen lose eingelegten Steinen. Nur etwa 25–30 % der feuerfesten Steine werden am Ofenumfang verklebt (siehe Fig. 23.6.)

Beim Aufheizen des Drehofens verliert das Harz zwischen 100 und 400 °C die Klebkraft, so daß die Wärmedehnung des Futters durch die Klebung nicht beeinträchtigt wird.

c. The adhesive method — In large diameter rotary kilns, handling jack screw assembly is difficult, also keeping the bricks in position by using screw jacks is no longer operationally reliable. In addition, this arrangement can result in deformation of the kiln shell. Therefore a method has been worked out, to line large diameter rotary kilns without the use of scaffolds. This is the so-called adhesive method according to which refractory bricks adhere to the kiln shell with the help of glue with high adhesive strength. The applied glue is a modified synthetic resin (Epichlorhydrin and Diphenylpropane), whose adhesiveness exceeds the refractory's tensile strength. The bricks are lined in longitudinal bonding. The lining is performed with stripes of glued (epoxied) bricks, and with loose bricks laid in between and held in place by epoxied bricks. Only about 25–30 % of the bricks along the kiln's circumference are epoxied (see Fig. 23.6.)

When heating the rotary kiln, the synthetic resin loses its adhesiveness between 100 and 400 °C; thus the thermal expansion of the lining is not impaired by the epoxied bricks.

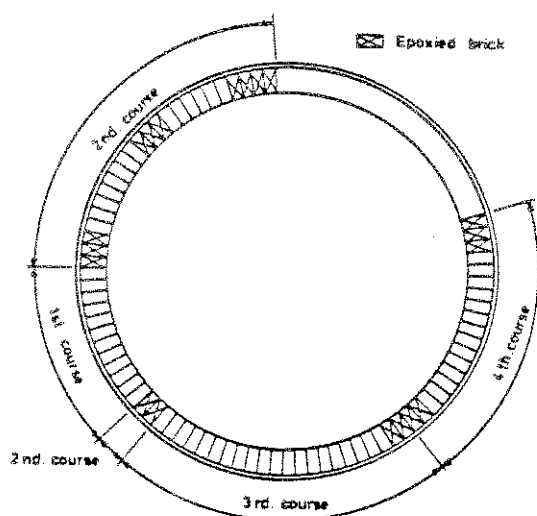


Fig. 23.6. Ausmauerung des Drehofens nach dem Klebeverfahren

Fig. 23.6. Lining of rotary kiln according to the adhesive method

23.9.1. Ausmauerungsbeispiele für Drehöfen

Ein 4.85 × 75 m Wärmetauscherofen wird in den USA wie folgt ausgemauert; gerechnet vom Ofenauslaufende. Die Steinstärke beträgt durchgehend 230 mm (9 Zoll):

- 3 m — Schamottestein, 70 % Al_2O_3 mit hoher Abriebfestigkeit
- 25 m — Magnesitstein, 80 % MgO , eventuell Chrommagnesit oder auch Dolomit
- 21 m — Schamottestein, 70 % Al_2O_3
- 26 m — Schamottestein, 50 % Al_2O_3
- 75 m — Ofenlänge

Ein Naßdrehofen der Ausmaße 3.40 × 3.95 × 129 m wird wie folgt ausgemauert; die Kettenzone ist 18 m lang und ist auf einer Länge von 15 m mit einer 100 mm hohen feuerfesten Spritzmasse ausgekleidet. Die Steinhöhe beträgt rund 150 mm (6 Zoll). Gerechnet ist vom Ofenauslaufende:

- 3 m — Schamottestein, 70 % Al_2O_3 mit hoher Abriebfestigkeit
- 18 m — Magnesitstein, 80 % MgO , eventuell Chrommagnesit oder auch Dolomit
- 15 m — Schamottestein, 70 % Al_2O_3
- 35 m — Schamottestein, 60 % Al_2O_3
- 35 m — Schamottestein, 50 % Al_2O_3
- 15 m — Feuerfeste Spritzmasse
- 8 m — Futterfreie Zone

23.9.1. Examples for rotary kiln lining

In the United States, a 4.85 × 75 m preheater kiln is lined with refractory as follows; it is measured from the kiln's discharge end. The lining is throughout 9" (230 mm) thick.

- 3 m — Fireclay, 70 % Al_2O_3 with high resistance to abrasion
- 25 m — Magnesite brick, 80 % MgO , possibly chromemagnesite or also dolomite
- 21 m — Fireclay, 70 % Al_2O_3
- 26 m — Fireclay, 50 % Al_2O_3
- 75 m — Kiln length

The following shows the lining of a wet process rotary kiln, size 3.40 × 3.95 × 129 m; the 18 m long chain section is lined at a length of 15 m with 100 mm high castable refractory. The brick thickness is 150 mm. The count starts from the discharge end of the kiln:

- 3 m — Fireclay, 70 % Al_2O_3 with high resistance to abrasion
- 18 m — Magnesite brick, 80 % MgO , possibly chromemagnesite or also dolomite
- 15 m — Fireclay, 70 % Al_2O_3
- 35 m — Fireclay, 60 % Al_2O_3
- 35 m — Fireclay, 50 % Al_2O_3
- 15 m — Castable refractory
- 8 m — Blank zone

24. Entstaubung

Bei der Zementherstellung ist sowohl das Zwischen- als auch das Endprodukt pulverförmig. Die Entstehung von Staub ist die unvermeidbare Begleiterscheinung der Zerkleinerungsprozesse und der technologischen Behandlung von Materialkomponenten, die zur Erzeugung des Portlandzementes notwendig sind. Um den Austritt des Staubes in die Umgebung zu verhindern, arbeiten die Maschinen und sonstigen Einrichtungen von Zementfabriken meistens mit Unterdruck, was die Förderung und Reinigung beträchtlicher Luft- bzw. Gasvolumina notwendig macht. Nachfolgend sind Luft- bzw. Gasvolumina der einzelnen Abteilungen einer Trockenverfahren-Zementfabrik mit 2000 t/24 h Leistung angeführt, die zum Zwecke der Entstaubung abgesaugt werden. Das Ausmaß der Gasreinigungsarbeit ist am besten verdeutlicht, wenn die bei der Herstellung von Portlandzement verwendete Menge von Luft und Gasen mit dem Gewicht des Endproduktes verglichen wird; dies ist nachfolgend dargestellt.

Zwecks Entstaubung pro Minute abgesaugte Luft- und Gasmengen in den einzelnen Abteilungen einer Zementfabrik mit 2000 t/24 h Leistung:

Fabriks-Abteilung	m ³ /min
Vorberecherei	600
Ton-Trocknung	1200
Rohmühlen mit Trocknung und Homogenisierung	3400
Drehofen, Kohletrocknung und Klinkerkühler	13,300
Zementmühle mit Kühlung im Windsichter	4700
Zementsilos, Zementpackerei	
(4 Packmaschinen und Loseverladung)	2000
Zusammen	25,200

Umgerechnet auf 1 kg Zement:

$$\frac{2000 \text{ t} \times 1000 \text{ kg}}{1440 \text{ min}} = 1389 \text{ kg/min Zement;}$$

$$\frac{25,200 \text{ m}^3}{1389 \text{ kg}} = 18.14 \text{ m}^3 \text{ Luft/kg Zement, oder}$$

$$18.14 \times 1.29 = 23.4 \text{ kg Luft und Gas/kg Zement.}$$

Die Betriebskosten für die Entstaubung dieser Gas- bzw. Luftmengen betragen etwa 5–7 % der gesamten Betriebskosten eines solchen Zementwerkes.

24. Dust collection

The intermediate as well as the final product in the cement industry is in powdered form. The accompanying phenomenon of comminution, handling and processing of the material components which finally form Portland cement, is the generation of dust. To prevent the dust from escaping into the environment, most of the cement plant machinery and equipment is working under negative pressure which requires the ventilation and cleaning of large volumes of air and gases respectively. The following contains an enumeration of air and gas volumes vented for dust collection purposes in the particular departments of a 2000 t/24 h capacity dry process cement plant. The magnitude of the gas cleaning task is illustrated by comparing the amount of air and gases used in the manufacture of Portland cement with the weight of the final product, as it is shown below.

Air and gases vented per minute for dust collection in the various departments of a 2000 t/24 h capacity cement plant:

Plant department	m ³ /min
Crusher department	600
Clay drying department	1200
Raw grinding with drying and blending	3400
Rot. kiln, coal drying and clinker cooler	13,300
Finish mill with cooling in separator	4700
Cement silos, packing area	
(4 packers) and bulk loading)	2000
Total	25,200

Computed to 1 kg of cement:

$$\frac{2000 \text{ t} \times 1000 \text{ kg}}{1440 \text{ min}} = 1389 \text{ kg/min cement;}$$

$$\frac{25,200 \text{ m}^3}{1389 \text{ kg}} = 18.14 \text{ m}^3 \text{ air/kg of cement, or}$$

$$18.14 \times 1.29 = 23.4 \text{ kg air and gas/1 kg of cement.}$$

The collection of dust from these volumes of gas or air respectively, requires an operational cost which is in the range of 5–7 % of the total operational cost of a cement plant of this magnitude.

24.1. Staubarten

Im Betrieb eines Zementwerkes entstehen die folgenden Staubarten:

1. Rohmaterialstaub, d. i. Staub von Kalkstein, Kalkmergel, Ton, Eisenerz, Schlackensand usw.
2. Rohmehlstaub
3. Kohlenstaub
4. Abgasstaub aus Rohmaterial-Trocknern
5. Abgasstaub aus Klinkerbrennöfen (Zementofenstaub)
6. Klinkerstaub
7. Rohgipsstaub
8. Zementstaub

Mit Ausnahme des Zementofenstaubes haben die oben angeführten Staubarten dieselbe chemische Zusammensetzung wie das Stammaterial. Die in Tabelle 24.1. angeführten chemischen Analysen zeigen den Unterschied zwischen der Zusammensetzung des Rohmehles und des aus demselben Rohmehl stammenden Abgasstaubes eines Trockendrehofens [289].

24.1. Varieties of dust

The following varieties of dust are generated in the operation of a cement plant:

1. Raw material dust, i. e. dust from limestone, marl, clay, iron ore, slag, etc.
2. Raw mix dust
3. Coal dust
4. Exit dust from raw material dryers
5. Exit dust from kilns (cement kiln dust)
6. Clinker dust
7. Raw gypsum dust
8. Cement dust

With the exception of the cement kiln dust, the kinds of dust enumerated above, show the same chemical composition as the original material. The chemical analyses cited in table 24.1. show the difference between the composition of the raw mix and the kiln exit dust originating from this raw mix in a dry process rotary kiln [289].

Tabelle 24.1.

Table 24.1.

Chemische Zusammensetzung von Rohmehl und Drehofenstaub Chemical Composition of raw mix and rotary kiln dust		
Bestandteil Component	Rohmehl % Raw mix %	Abgasstaub % Kiln dust %
Glühverlust Loss on ignition	35.43	23.95
SiO ₂	11.39	15.90
Al ₂ O ₃	5.31	3.78
Fe ₂ O ₃	1.81	2.58
CaO	43.52	34.40
MgO	0.98	0.78
SO ₃	0.72	7.74
K ₂ O	1.25	11.06
Na ₂ O	0.09	0.41

Der Abgasstaub stellt ein Gemisch von Rohmehl und Klinker dar; die chemische Zusammensetzung des Abgasstaubes wird unter anderem auch von der Feinheit der Teilchen bestimmt, die vom Gasstrom mitgerissen werden. Der Abgasstaub zeigt eine wesentliche Anreicherung von in der Sinterzone des Drehofens flüchtig gewordenen und nachträglich am Ofenstaub kondensierten Alkalien (über die Flüchtigkeit der Alkalien siehe die Abschnitte: „Alkalien im Brennprozess, Alkalikreislauf“ und „Flüchtigkeit der Alkalien“).

Wird Kohle als Brennstoff verwendet, so wird ein Teil der Brennstoffasche von den Abgasen mitgerissen. Etwa 60–65 % der Kohlenasche werden vom Klinker absorbiert und 35–40 % der Asche erscheinen im Abgasstaub (über Absorption der Kohlenasche durch den Klinker siehe Kapitel „Berechnung der Rohmehlzusammensetzung“).

The kiln exit dust represents a mixture of cement raw mix and clinker; the chemical composition of the exit dust is among other factors also influenced by the size of the particles carried away by the kiln gases. The exit dust shows a considerable concentration of alkalis volatilized in the burning zone and subsequently condensed on the kiln dust particles (about volatility of alkalis see the paragraphs: „Alkalies in the burning process — Alkali recirculation“ and „Volatility of alkalis“).

If coal is used as fuel, then part of the coal ash is carried away by the kiln exit gases. About 60–65 % of the coal ash is absorbed by the clinker, whereas 35–40 % of the ash appears in the exit gas (about absorption of coal ash by clinker see chapter „Calculation of raw mix composition“).

24.2. Anhaltzahlen über Luftmengen für Entstaubungszwecke

Die folgende Aufstellung enthält Anhaltzahlen von Luft- und Gasmengen, die von den verschiedenen Entstaubungspunkten in einer Zementfabrik abzusaugen und zu reinigen bzw. zu filtern sind.

1. Brecher
Die Abluft beträgt $60 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ der Öffnung des Aufgabebehäuses.
Die abzusaugende Luftmenge hängt von der Feuchtigkeit des Brechgutes ab. Staubentwicklung erfolgt bis 2 % Feuchtigkeit. Ein Feuchtigkeitsgehalt von 4 % setzt die Staubentwicklung bedeutend herab und ist bei 8 % fast null. In der USSR wird zwecks Vermeidung von Staubentwicklung beim Brechbetrieb gelegentlich Wasserbedüsung angewendet; das verwendete Wasser kann bis zu 4 % des Brechgutgewichtes betragen.
2. Schnellaufende Hammermühlen
Außer zur Zerkleinerung dienen diese Brecher gewissermaßen auch als Ventilatoren. Die Luft wird an der Aufgabeeöffnung abgesaugt; daher soll an dieser Stelle der Zutritt von Luft möglichst beschränkt werden. Zur Feststellung der Entlüftungsmenge ist das Luftvolumen an der Abwurfschurre der Hammermühle zu messen und 50 % hinzuzufügen.
3. Rüttelsiebe
Abluft: $15 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ Siebfläche; enthält das Siebgehäuse Auslauf- oder sonstige Öffnungen, so sind $30 \text{ m}^3/\text{min}$ und m^2 dieser Öffnungen hinzuzufügen.
4. Behälter
 $75 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ des Behälterquerschnittes.
5. Freilager
 $60 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ Gitterfläche des Aufgabegitters (wo vorhanden).
6. Waggonkipper
Aus der Entladegrube werden während des Entladens von trockenem und feinkörnigem Schüttgut 25 m^3 Luft/s abgesaugt [290]. Dies gilt für 30–50 t Waggonladungen. Feuchtes Schüttgut braucht entsprechend weniger Entstaubungsluft.
7. Rohmaterialtrockner
 $0.8 - 2 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ getrocknetes Gut.
8. Rohmühlen
Bei Schwerkraftaustrag: Entlüftung beträgt das Vierfache des Mahlraumes pro Minute.
Bei Luftstrommühlen: $2 - 2.5 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ Mahlgut.
9. Rollenmühlen, Walzenschüsselmühlen (Loesche, MPS, Raymond, Polysius usw.)
 $1.5 - 2.5 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ Mahlgut.
10. Kohlenmühlen
Bei Schwerkraftaustrag: Entlüftung beträgt das Vierfache des Mahlraumes.
Bei Mahltrocknung: $1.5 - 2 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ Mahlgut.

24.2. Reference data concerning air volumes for dust collection

The following listing contains reference data of air and gas volumes which have to be vented from the various dust collection points in a cement plant for the purpose of cleaning or filtering.

1. Crushers
The vent air is $60 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ of feed hood opening.
The volume of the vented air depends on the moisture of the rock. Dust is generated at a moisture of up to 2 %. A moisture content of 4 % reduces dusting considerably, and at 8 % moisture, dusting is almost nil. In the USSR, water spray is occasionally applied to crushers to prevent dusting of crushing operations. Sometimes the applied water amounts to 4 % of the crushed rock's weight.
2. High speed hammermills
Besides comminution, these crushers also act to some extent, as fans. The air intake is at the feed end; therefore the inlet of air at the feed end should be restricted. To ascertain the amount of ventilation air, the air volume at the discharge chute of the hammermill should be measured and exceeded by 50 %.
3. Vibrating screens
Vent air: $15 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ of screen area; if enclosure of screen is supplied with discharge or other openings, add $30 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ of opening.
4. Bins
 $75 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ of bin cross-section.
5. Open storage dumps
Dumping of material through grates — $60 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}^2$ of grate area.
6. Rail-Road car dumper
When discharging fine particle size and dry material, $25 \text{ m}^3/\text{s}$ of air should be vented from the discharge pit during tipping action [290]. This applies to the tipping of 30–50 tons of RR-car loads. Moist bulk material requires an accordingly smaller vent air volume.
7. Raw material dryers
 $0.8 - 2 \text{ st.m}^3/\text{kg}$ of dried material.
8. Raw grinding mills
Gravity discharge mills: vent air is four times the mill volume per minute.
Air swept mills: $2 - 2.5 \text{ st.m}^3/\text{kg}$ of ground material.
9. Roller mills, roller bowl mills (Loesche, MPS, Raymond, Polysius, etc.)
 $1.5 - 2.5 \text{ st.m}^3/\text{kg}$ of ground material.
10. Coal mills
Gravity discharge mills: vent air is four times the mill volume per minute.
Drying grinding operation: $1.5 - 2 \text{ st.m}^3/\text{kg}$

24.2. Luftmengen für Entstaubungszwecke

11. Drehofenabgase
Naßdrehöfen 2.8 – 3.5 Nm³/kg Klinker.
Trockendrehöfen 1.4 – 2.3 Nm³/kg Klinker.
12. Abluft von Klinkerrostkühler (Fullerkühler)
In der US-Zementindustrie wird der Klinker meistens bis auf 65 °C heruntergekühlt. Für diesen Zweck beträgt die gesamte Kühlluft 3.4 Nm³/kg Klinker. Davon gehen etwa 0.9 Nm³/kg als Sekundärluft in den Ofen und 2.5 Nm³/kg Klinker ist die Kühlerabluftmenge. Wird ein Teil der Kühlerabluft (Mittenabluft) zum Trocknen von Kohle oder Rohmaterial verwendet, dann ist die Kühlerabluft um diese Luftmenge geringer.
13. Zementmühlen
Entlüftung beträgt das Vierfache des Mahlraumes pro Minute.
14. Windsichter (Streuwindsichter)
Bei einfacher Sichtung arbeitet der Windsichter gewissermaßen mit der eigenen Luft. Wird im Windsichter gekühlt (Zement) oder getrocknet (Rohmehl), dann beträgt die abzusaugende Luftmenge 0.85 – 1 Nm³/kg Fertiggut.
15. Becherwerke
Die Abluft beträgt 30 m³/min · m² Querschnitt des Becherwerksgehäuses. Für Becherwerke mit über 10 m Höhe werden zwei Luftabsaugrohre empfohlen.
16. Übergabestellen von Förderbändern für trockenes Schüttgut
Die Luftmenge beträgt 60 m³ Luft/min · m² des offenen Ansaugquerschnittes der Absaughaube, wobei folgende Vorkehrungen zu beachten sind:
a. Bei einer Bandgeschwindigkeit bis zu 1 m/sec sind 30 m³ Luft/min · m Bandbreite hinzuzufügen.
b. Beträgt die Bandgeschwindigkeit mehr als 1 m/sec, dann sind 60 m³ Luft/min · m Bandbreite hinzuzufügen.
17. Luftförderrinnen, Rohmehl-Mischsilos und Silobe-
lüftung zur Auflockerung von Rohmehl und Zement: Entlüftung ist gleich dem durch das Gebläse zugeführten Luftvolumen multipliziert mit 1.2.
18. Pneumatische Förderanlagen (Fullerpumpen, Gefäßförderer)
Entlüftungsvolumen ist gleich dem 1.5fachen Betrag des durch die Kompressoren zugeführten und entspannten Luftvolumens.
19. Lose Zementverladung
Entlüftungsvolumen pro Minute ist gleich dem dreifachen Inhalt des Behälters, in den der Zement verladen wird.
20. Entlüftung von Zementpackmaschinen (mit Turbinenverdichtungssystem)
Entlüftungsvolumen beträgt 35 m³/min und Füllstutzen sowohl für Reihenpackmaschinen (2–6 Füllstutzen) als auch für rotierende Packmaschinen (bis 12 Füllstutzen). Für den Ausgleichsbehälter sind 3 m³/min und Füllstutzen hinzuzufügen.

24.2. Air volumes for dust collection

11. Rotary kiln exit gases
Wet process rotary kilns 2.8 – 3.5 st.m³/kg
Dry process rotary kilns 1.4 – 2.3 st.m³/kg.
12. Vent air from clinker grate cooler (Fuller cooler)
In the U.S., the clinker is usually cooled down to 65 °C. For this purpose the total volume of cooling air is 3.4 st.m³/kg of clinker. About 0.9 st.m³/kg are diverted into the rotary kiln as secondary air, and 2.5 st.m³/kg of clinker is the cooler vent air volume. If one part of the cooler vent air (center exit air) is used for coal or raw material drying, the volume of the cooler vent air is then proportionately lower.
13. Finish grinding mills
Vent air is four times the mill volume per minute.
14. Vent air from mechanical air separators
For mere separation the separator operates to some extent with its own air. If also cooling (cement) or drying (raw mix) is performed in the separator, then the volume of separator vent air is 0.85 – 1 st.m³/kg of separator product.
15. Bucket elevators
Vent air is 30 m³/min · m² of the elevator casing's cross-section. For elevators over 10 m high, two vent ducts are recommended.
16. Transfer points from belt conveyors for dry bulk material
Vent air is 60 m³/min · m² of opening in protective enclosure, with the following provisions:
a. If belt speed is 1 m/s or less, add 30 m³/min · m of belt width.
b. If belt speed is over 1 m/s, add 60 m³/min · m of belt width.
17. Vent air from pneumatic conveying troughs, blending systems and from silo aeration for activation of raw mix and cement:
Vent air equals the air volume supplied by the air blowers multiplied by 1.2.
18. Vent air from pneumatic conveying pumps (Fullerpumps, blow tanks)
Vent air equals 1.5 times the free air volume supplied by the compressors.
19. Bulk cement loading
Vent air per minute equals three times the container volume into which the cement is loaded.
20. Ventilation of cement bag packers (with turbine compression system)
Volume of vent air is 35 m³/min per filling spout; rotating packers (up to 12 spouts). Add 3 m³/min per spout for surge bin.

24.3. Staubgehalt von Abluft und Abgasen der Zementindustrie — Annäherungswerte für Entstaubungszwecke

Die folgende Aufstellung enthält Annäherungswerte von Staubgehalten in Gramm/Nm³ Abluft bzw. Abgas der meisten in Zementfabriken verwendeten Produktionseinrichtungen. Diese Staubgehaltszahlen sind für die Wahl der geeignetsten Entstaubungseinrichtungen von Bedeutung.

Standort bzw. Staubentwickler	g/Nm ³
1. Brecher (je nach Feuchtigkeit des Brechgutes)	5–15
2. Schnellaufende Hammermühlen: Produktgröße etwa 2–5 mm	15–20
Für staubförmiges Produkt	20–40
3. Rüttelsiebe	15–20
4. Behälter	5–15
5. Offene Materialhalden	bis 5
6. Waggonkipper (je nach Feuchtigkeit des Umschlaggutes)	10–20
7. Rohmaterialtrockner: Trommeltrockner	40–90
Schnelltrockner mit Wurfschaufeln	50–250
8. Rohmühlen: Mit Schwerkraftaustrag	20–80
Luftstrommühlen mit Trocknung	300–500
9. Rollenmühlen, Walzenschüsselmühlen (Loesche, MPS, Raymond, Polysius usw.)	650
10. Kohlenmühlen: Mit Schwerkraftaustrag	20–80
Mit Mahltrocknung	100–120
11. Drehofenabgase: Lange Naßöfen	bis 15
Lange Trockenöfen	bis 30
Kurze Trockenöfen	bis 60
Wärmetauscheröfen	50–75
12. Klinkerrostkühler (Fullerkühler)	10–15
13. Zementmühlen	20–80
14. Windsichter (Streuwindsichter)	80–120
15. Becherwerke: Für Rohmehl	20–30
Für Klinker	bis 10
16. Übergabestellen von Bandförderern für trockene Materialien	15–20
17. Luftförderrinnen, Rohmehl-Mischsilos und Silobelüftung zur Auflockerung von Rohmehl und Zement	30–50
18. Pneumatische Förderanlagen (Fullerpumpen, Gefäßförderer)	150–200
19. Lose Zementverladung	40–60
20. Zementpackmaschinen	20–30

24.3. Dust content of vent air and exit gases of the cement industry — Approximate values for dust collection

The following enumeration contains approximate data of dust contents in grams/st.m³ of vent air or exit gas respectively, emerging from production equipment, which for the most part is applied in cement plants. These dust content data are of importance for the selection of the most appropriate models of dust collectors.

Location or source of dust generation	g/Nm ³
1. Crushers (depending on the moisture of the rocks)	5–15
2. High speed hammer mills: Product size 2–5 mm	15–
Powdered product	20–40
3. Vibrating screens	15–20
4. Bins	5–15
5. Open storage dumps	up to 5
6. Rotary railroad car dumper (depending on the moisture of the material)	10–20
7. Raw material dryers: Drum dryers	40–90
Rapid dryers with paddles	50–250
8. Raw grinding mills: With gravity discharge	20–80
Air swept drying grinding mills	300–500
9. Roller mills, roller bowl mills (Loesche, MPS, Raymond, Polysius, etc.)	650
10. Coal mills: With gravity discharge	20–80
With drying-grinding	100–120
11. Rotary kiln exit gases: Long wet process kilns	up to 10
Long dry process kilns	up to 30
Short dry process kilns	up to 60
Suspension preheater kilns	50–75
12. Vent air from Fuller clinker cooler	10–15
13. Finish grinding mills	20–80
14. Vent air from mech. air separators	80–120
15. Bucket elevators: For raw mix	20–30
For clinker	up to 10
16. Transfer points from belt conveyors for dry materials	15–20
17. Vent air from pneumatic trough conveyors blending systems, and from silo aeration for activation of raw mix and cement	30–50
18. Vent air from pneumatic conveying pumps (Fuller-pumps, blow tanks)	150–200
19. Bulk cement loading	40–60
20. Ventilation of cement bag packers	20–30

24.4. Anhaltzahlen über Korngrößen-Verteilung von Stäuben in der Zementindustrie

Die Kenntnis der Korngrößen des Staubes ist für die Wahl der geeignetsten Entstaubungsart und bei Gewebefiltern für die Wahl des wirksamsten Gewebes notwendig. Die nachstehende Aufstellung enthält Prozentgehalte der Korngrößen-Fractionen von Stäuben, die aus den angeführten Produktionseinrichtungen emittieren. Die angeführten Zahlen geben die Korngrößen der Staubeilchen in Mikrometer, μm an.

24.4. Data concerning the particle size distribution of cement industry dust

Exact data concerning the particle sizes of dust is indispensable for the selection of the right kind of dust collection, and when applying fabric filters it is necessary to single out the most efficient type of fabric. The following is a listing of particle size fractions in percent of dust emitted by the particular production machinery. The quoted figures refer to dust particle sizes expressed in micron, defined as

$$\frac{1}{1000} \text{ mm.}$$

Brecher (meist Kalksteinstaub)

Fraktion — Fraction:	0—20	=	20—25 %
	20—60	=	10—15 %
	60—100	=	50—60 %

Crushers (mostly limestone)

Trommeltrockner (Rohmaterialtrockner)

Fraktion — Fraction:	0—10	=	20—30 %
	10—30	=	40—50 %
	30—200	=	10—20 %

Drum dryers (raw material dryers)

Schnelltrockner mit Wurfschaufeln

Fraktion — Fraction:	0—10	=	50—70 %
	10—100	=	30—50 %

Rapid dryers with paddles

Trommeltrockner für Kohle

Fraktion — Fraction:	0—30	=	50—75 %
	30—100	=	25—50 %

Coal drum dryers

Kohlenmühle

Fraktion — Fraction:	0—20	=	50—95 %
	20—100	=	5—50 %

Coal mill

Rohmühle

Fraktion — Fraction:	0—20	=	70—80 %
	20—100	=	20—30 %

Raw grinding mill

Drehöfen

a. Langer Naßofen

Fraktion — Fraction:	0—20	=	35—40 %
	20—60	=	20—40 %
	60—100	=	15—20 %

Rotary kilns

a. Long wet process kiln

b. Langer Trockenofen

Fraktion — Fraction:	0—10	=	40—60 %
	10—30	=	20—30 %
	30—100	=	5—10 %

b. Long dry process kiln

c. Kurzer Trockenofen

Fraktion — Fraction:	0—20	=	15—20 %
	20—40	=	40—45 %
	40—60	=	10—15 %
	60—100	=	15—20 %

c. Short dry process kiln

24. Entstaubung

d. Wärmetauscherofen

Fraktion — Fraction:	0—10	=	90—95 %
	10—100	=	5—10 %

Zementmühlen

Fraktion — Fraction:	0—10	=	10—20 %
	10—40	=	30—40 %
	40—80	=	25—35 %
	80—100	=	2—5 %

Innerbetriebliche Förderanlagen

Fraktion — Fraction:	0—10	=	15—20 %
	10—40	=	40—55 %
	40—80	=	10—18 %
	80—100	=	3—7 %

24. Dust collection

d. Suspension preheater kiln

Finish grinding mills

Plant conveying equipment

24.5. Vorschriften zur Reinhaltung der Luft

Vor dem zweiten Weltkrieg betrug der Staubauswurf in der Zementindustrie etwa 6–8 % der Produktion. In den Nachkriegsjahren lag er noch bei 4–5 %. Gegenwärtig ist der Staubauswurf auf die nachstehend angeführten Mengen begrenzt.

Im folgenden werden die wichtigsten Emissionsvorschriften verschiedener Länder nach dem neuesten Stand wiedergegeben. Auf eine vertiefte Darstellung, soweit sie die einzelnen Länder betrifft, wird hier nicht näher eingegangen. Außerdem unterliegen Umweltschutzbestimmungen häufigen Änderungen; deshalb kann die laufende Verfolgung und Gegenüberstellung nur Gegenstand einer Spezialarbeit sein.

USA

Am 31. 1. 1972 traten Leistungsnormen für Zementwerke in den Vereinigten Staaten in Kraft (Kommission für Umweltschutz — Leistungsnormen für stationäre Staubquellen, Bundesverordnungsblatt, Band 36, Nr. 247, Teil II, 23. Dezember 1971, Washington, D.C.). Die Bestimmungen dieser Verordnung sind auf die folgenden Einrichtungen in Portlandzementfabriken anwendbar: Ofen, Klinkerkühler, Rohmühlen, Zementmühlen, Mahltrocknungsanlagen, Rohmateriallager, Zementlagerung, Transport-Übergabestellen, Sackpackmaschinen, Lose-Verladungs- und Lose-Entladungssysteme.

Der Auswurf von Feststoffteilchen in die Atmosphäre unterliegt folgenden Beschränkungen:

1. *Vom Ofen* — Ein Maximum von 0.15 kg pro Tonne Ofenaufgabegut; die sichtbare Emission soll nicht mehr als 10 % Dunkelheit betragen (Nr. 0.5 der Ringelmann-Skala). Die Menge des Ofenaufgabegutes bezieht sich auf die Trockenmasse.
2. *Vom Klinkerkühler* — Ein Maximum von 0.05 kg pro Tonne Ofenaufgabegut; die sichtbare Emission aus dem Klinkerkühler soll nicht größer als 10 % Dunkelheit (Nr. 0.5 der Ringelmann-Skala) sein.

24.5. Air pollution standards

Before World War II, the cement industry operated with a dust emission of about 6–8 % of the production rate. In the post-war years, the dust emission was still in the range of 4–5 %. At this writing, dust emissions are restricted to the following quantities.

The following contains a portrayal of the most important dust emission regulations of various countries, recently issued. So far as the particular countries are concerned, it is not intended to present special details of the rules. Besides, environmental protection regulations change frequently; therefore, a continuous pursuance of their development and a comparative evaluation could be discussed only within the frame of a special article.

USA

The Environmental Protection Agency issued standards of performance effective January 31, 1972 (E.P.A. "Standards of Performance for New Stationary Sources", Federal Register, Vol. 36, No 247, Part II, December 23, 1971, Washington, D.C.).

The provisions of this Act are applicable to the following facilities in Portland cement plants: kiln, clinker cooler, raw mill system, finish mill system, raw mill dryer, raw material storage, finished product storage, conveyor transfer points, bagging and bulk loading and unloading systems.

The discharge of particulate matter into the atmosphere is limited as follows:

1. *A maximum of 0.15 kg from the kiln* per metric ton of feed to the kiln; the visible emission from the kiln shall not be darker than 10 % opacity (No 0.5 of the Ringelmann scale). The feed rate to the kiln is to be expressed on a dry basis.
2. *A maximum of 0.05 kg from the clinker cooler* per metric ton of feed to the kiln; the visible emission from the clinker cooler shall not be greater than 10 % opacity (No 0.5 of the Ringelmann scale).

3. Von allen anderen Einrichtungen einer Zementfabrik sind sichtbare Emissionen nicht zulässig.

Beispiel zu Punkt 1

Nach der obigen Norm errechnet sich der zulässige Staubgehalt im Abgas (beim Wärmetauscherofen) wie folgt:

$$\frac{1000 \text{ kg Rohmehl}}{1,57} = 637 \text{ kg Klinker};$$

$637 \text{ kg} \times 1,5 = 956 \text{ Nm}^3 + 15 \% \text{ Falschluff} = 1100 \text{ Nm}^3 \text{ Abgas. Bei } 250^\circ \text{C Abgastemperatur ergibt sich eine Abgasmenge in Betriebs-} \text{m}^3 \text{ von:}$

$$\frac{273 + 250}{273} \times 1100 = 2100 \text{ m}^3,$$

oder ein zulässiger Staubgehalt von:

$$\frac{150 \text{ g}}{2100 \text{ m}^3} = 0,07 \text{ g/m}^3.$$

Erläuterung zum Begriff: Sichtbare Emissionen

Die Rauchstärke-Skala von Ringelmann wurde zuerst im Jahre 1897 im US-Fachschrifttum erwähnt (William Kent, Engineering News vom 11. November 1897) und wird gegenwärtig in England, Frankreich und in den USA hauptsächlich für die Überwachung der Abgase von industriellen Feuerungen benutzt. In Deutschland ist die Ringelmann'sche Rauchstärke-Skala nicht zugelassen [291].

Die Ringelmann-Skala, die auf einer rein optischen Beurteilung der Entstaubungsanlage beruht, besteht aus abgestuften grauen Schattierungen von weiß bis schwarz und zwar aus einem rechteckigen Gitter von schwarzen Linien von bestimmter Stärke und Abstand auf einem weißen Hintergrund. Für die einzelnen Karten gelten folgende Normen [292].

Karte 0 -	Vollkommen weiß	-	0 % schwarz
Karte 1 -	1 mm starke schwarze Linien mit 10 mm Abstand, weiße Quadrate mit 9 mm Seite	-	20 % schwarz
Karte 2 -	2,3 mm starke Linien	-	40 % schwarz
Karte 3 -	3,7 mm starke Linien	-	60 % schwarz
Karte 4 -	5,5 mm starke Linien	-	80 % schwarz
Karte 5 -	Vollkommen schwarz	-	100 % schwarz

Fig. 24.1. enthält eine verkleinerte Wiedergabe der Ringelmann-Rauchstärke-Skala.

Die Dunkelheitsgrade der einzelnen Karten betragen 0, 20, 40, 60 und 80 %. Die in den oben angeführten US-Normen zulässige Dunkelheit von 10 % ist eine Zwischenstufe, die zwischen Nr. 0 und Nr. 1 der Ringelmann-Skala liegt. Zwecks Feststellung des Dunkelheitsgrades werden die einzelnen Karten bis zur Identität mit der Rauchfahne bzw. Staubwolke verglichen; für die Prüfmethode bestehen detaillierte Vorschriften [293].

3. There shall be no visible emissions from all other facilities within the cement plant.

Example to item 1 of the above standard

According to the above quoted standard, the admissible dust content in the exit gas of preheater kilns is calculated as follows:

$$\frac{1000 \text{ kg raw mix}}{1,57} = 637 \text{ kg clinker},$$

$637 \text{ kg} \times 1,5 = 956 \text{ Nm}^3 + 15 \% \text{ false air} = 1100 \text{ Nm}^3 \text{ exit gas. At } 250^\circ \text{C exit gas temp. an exit gas volume in operating m}^3 \text{ results:}$

$$\frac{273 \times 250}{273} \times 1100 = 2100 \text{ m}^3,$$

or an allowable dust content of

$$\frac{150 \text{ g}}{2100 \text{ m}^3} = 0,07 \text{ g/m}^3.$$

Explanation to the statement: Visible emissions

In 1897 the Ringelmann Smoke Chart was for the first time mentioned in the U.S. technical literature (William Kent, Engineering News of Nov. 11, 1897); at the present time this chart is used in England, France and in the United States, mainly for the control of emissions from industrial furnaces. In Germany, the Ringelmann Smoke Chart is not admitted [291].

The Ringelmann Smoke Chart which is based on visual evaluation of a dust collection structure, is a scheme of graduated gray shades from white to black, and consists particularly of rectangular grills of black lines of definite width and spacing on a white background. The following standards apply to the individual cards [292]:

Card 0 -	All white	-	0 % black
Card 1 -	Black lines 1 mm thick, 10 mm apart with white spaces 9 mm square	-	20 % black
Card 2 -	Lines 2,3 mm thick	-	40 % black
Card 3 -	Lines 3,7 mm thick	-	60 % black
Card 4 -	Lines 5,5 mm thick	-	80 % black
Card 5 -	All black	-	100 % black

Fig. 24.1. shows a reduced reproduction of the Ringelmann Smoke Chart.

The degrees of opacity of the individual cards are 20, 40, 60, and 80 %. The admissible opacity of 10 % quoted in the above cited US-standards, is an intermediate shade between No 0 and No 1 of the Ringelmann Smoke Chart. To determine the degree of opacity, the individual cards are compared with the smoke to find the card which corresponds most nearly with the shade of the emission. Detailed regulations exist for application of the chart [293].

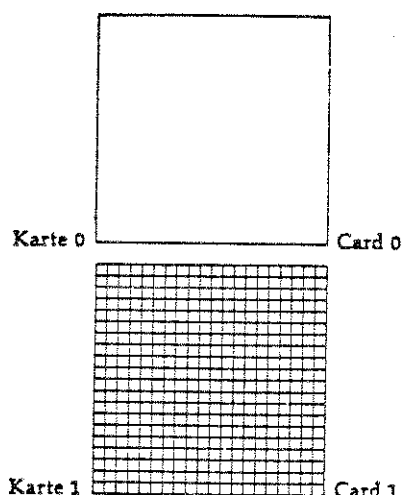


Fig. 24.1. Ringelmann Rauchstärke-Skala

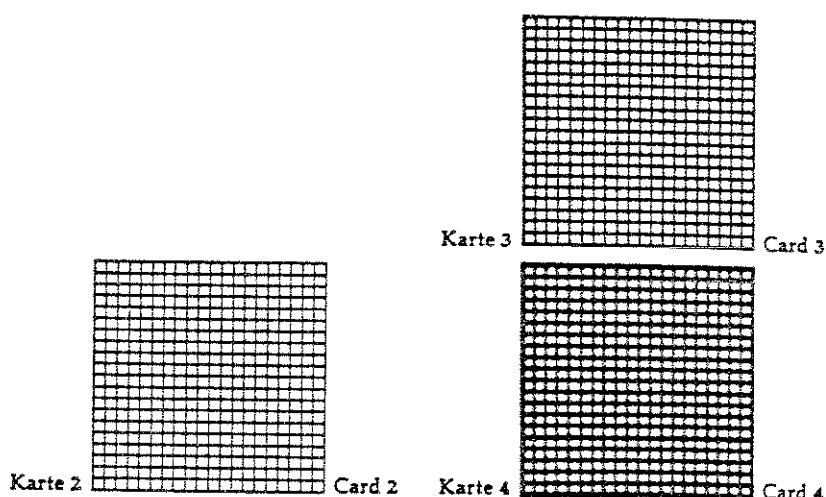


Fig. 24.1. Ringelmann Smoke Chart

BRD

Die „Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft — TA Luft“ — vom 28. August 1974 (Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz herausgegeben vom Bundesminister des Innern, Gemeinsames Ministerialblatt vom 4. 9. 1974, Nr. 24, S. 426), enthält eine Reihe von Emissionsgrenzwerten für verschiedene industrielle Anlagen. An die Zementindustrie werden folgende Anforderungen gestellt:

- a. Die staubförmigen Emissionen im Abgas dürfen folgende Werte nicht überschreiten:
 Bei Anlagen, die nicht mit Elektroentstaubern ausgerüstet sind 75 mg/m^3
 Bei Anlagen, die aus verfahrenstechnischen Gründen in der Regel mit Elektroentstaubern ausgerüstet werden, wie Zementöfen, Klinkerkühler, Trockner, Mahltrocknungsanlagen, Rohrmühlen mit feuchter Abluft, soweit die Elektroentstaubung angewendet wird 120 mg/m^3
 Bei Anlagen, bei denen die Abscheidung wegen eines hohen elektrischen Widerstandes der Stäube unverhältnismäßig schwierig ist, soweit die Elektroentstaubung angewendet wird 150 mg/m^3
- b. Das Klinkermaterial ist in geschlossenen Räumen zu lagern; eine Freilagerung aus der überschüssigen Winterproduktion ist zulässig, wenn durch gleichwertige Maßnahmen staubförmige Emissionen beim Lagern und Verladen vermieden werden.
- c. Die Zementöfen sind mit einem Meßgerät auszurüsten, das die Konzentration der staubförmigen Emission laufend aufzeichnet.

Bei Klinkerkühlern ist das Abgas so vollständig wie möglich zu verwerten.

Federal Republic of Germany

The "Technical Instruction Regulating Clean Air-TL-Air" of August 28, 1974 (Administrative Regulation to the Federal Immission Protection Law, issued by the Federal Secretary of the Interior, German Federal Register of 9. 4. 1974, No 24, p. 426), contains a set of emission limits for various industrial installations. The cement industry has to comply with the following standards:

- a. Emission of solid particles in exit gases must not exceed the following limits:
 Plants which are not equipped with electrical precipitators 75 mg/m^3
 Plants generally equipped with electric precipitators, when required by the particular process, as e.g. cement kilns, clinker coolers, dryers, drying-grinding plants, ball mills with moist exit air, if electric precipitation is applied 120 mg/m^3
 Plants where high electrical resistance of the dust makes precipitation disproportionately difficult, if electric precipitation is applied 150 mg/m^3
- b. Clinker should be stored in enclosed rooms. Open storage of winter surplus production is admissible if appropriate measures are taken to avoid dust emission during storage and transfer.
- c. Cement kilns should be equipped with an indicator for continuous recording of the concentration of dust emission.

Waste air from clinker coolers should be utilized as much as practicable.

24.5. Vorschriften zur Reinhaltung der Luft

Eine laufend aufzeichnende Messung der staubförmigen Emission in den Abgasen der Rohmehlmahlanlagen der Klinkerkühlung und der Zementmahlanlagen ist, soweit dies im Einzelfall möglich ist, vorzusehen.

Schwefelreiche Brennstoffe können eingesetzt werden, soweit der im Brennstoff enthaltene Schwefel beim Brennen der Zementklinker, in der Mahltrocknung oder im Verdampfungskühler eingebunden werden kann und die Qualitätsnorm der Zemente dem nicht entgegensteht.

Die Technologie der Anlagen und Mittel zur Verminderung der Staubemissionen sind in der VDI-Richtlinie VDI 2094 vom Februar 1967 dargestellt.

Ferner wird auf Emissionen an besonderen staubförmigen Stoffen im Abgas hingewiesen, die jedoch bei der Portlandzement-Erzeugung aus natürlichen Rohstoffen kaum vorkommen. Es würde an dieser Stelle zu weit führen alle die Stoffe zu nennen, die in der Verordnung enthalten sind.

Weiters wird verwiesen auf:

1. Herstellen, Fördern, Lagern oder Um- und Abfüllen staubender Güter.
2. Freilagerung von Schüttgütern.
3. Entleeren von Filteranlagen.

Die unter 1 bis 3 genannten Tätigkeiten dürfen keine Staubemission hervorrufen.

DDR

Bei der Verwendung von Elektroabscheidern für Ofen der Zementindustrie gilt folgende Regelung: Bei einem Rohgasstaubgehalt von 10 g/Nm^3 darf der Reingasstaubgehalt nicht mehr als 100 mg/Nm^3 betragen. Dies wird in zweistufigen Horizontal-Elektroabscheidern zu erreichen angestrebt [295].

Schweiz

Der Jahresbericht 1974 der Schweizer Zement-Fabrikanten enthält hinsichtlich der künftigen Umweltschutz-Gesetzgebung folgende Grundsätze:

In der Bewertung der Emissions- und Immissionsgrenzwerte setzt sich die Zementindustrie eindeutig für eine Bevorzugung der Emissionsüberwachung ein. Das Arbeiten mit Emissionsgrenzwerten ist praktikabler. Die Nützlichkeit von Immissionskatastern über ganze Regionen unter Einschaltung von Computern wird bezweifelt.

Nach dem Gesetz der Verhältnismäßigkeit, wonach nur dem angestrebten Zweck angemessene Beschränkungen und Auflagen zulässig sind, sollte der Entwurf in Anlehnung an die deutsche „Technische Anleitung Luft“ wie folgt ergänzt werden:

„Zulässig sind nur Beschränkungen und Auflagen die dem angestrebten Zweck angemessen und in der Regel im Betrieb erprobt sind. Nicht im Betrieb erprobte Beschränkungen und Auflagen dürfen nur dann als dem Stand der Technik entsprechend

24.5. Air pollution standards

So far as it is feasible in each particular case, provisions should be made to install continuous emission recorders for the exit gases of raw and finish grinding mills, and of clinker coolers.

In so far as the cement's quality standards are not violated, high sulfur fuels are admitted, only if the sulfur contained in the fuel can be combined by the clinker burning process, during drying-grinding, or in evaporative coolers.

The technology of the dust collection equipment is described in the rules of the Association of German Engineers (VDI) No 2094, dated February 1967.

Further it is referred to emissions containing particulate matter of special chemical composition. When manufacturing Portland cement from natural raw materials however, these materials do hardly appear. To enumerate all the materials contained in the decree, would exceed the frame of this section.

Finally, reference is made to:

1. Manufacture, conveying, storage, transfer, and unloading of dusting materials.
2. Open storage of particulate matter.
3. Discharge of dust collectors.

No dust emission is allowed when performing operations quoted under No 1 - 3.

German Democratic Republic

When employing electric precipitators for cement industry kilns, the following regulation applies: With a dust content of 10 g/Nm^3 on the dirty side of the gas, the dust content on the clean side must not exceed 100 mg/Nm^3 . Two-stage horizontal electrostatic precipitators are employed to satisfy this requirement [295].

Switzerland

Concerning the future Environmental Protection legislation, the Annual Report 1974 of the Swiss Cement Manufacturers Association contains the following principles:

As a result of the evaluation of emission and immission limits, the Swiss cement industry is unequivocally decided for the application of emission control. Working with emission limits is more convenient. The usefulness of immission land registers including whole regions, with the application of computers is questionable.

Applying the pro rata principle, according to which only such limitations or injunctions are admissible, which satisfy exclusively the goal strived for, the bill should be completed with reference to the German "Technical Instruction Regulating Clean Air" as follows:

"Allowable are only restrictions and injunctions acceptable to the goal strived for and which, as a rule, are tested in plant operation. Restrictions and injunctions which are not tested in plant operations, may only then be considered as complying with the pres-

betrachtet werden, wenn sie sich ohne unzumutbares Risiko verwirklichen lassen."

Regional unterschiedliche Emissionsgrenzwerte sollen nicht festgelegt werden, da dies Konkurrenzfirmen ermöglichen könnte, regional billiger zu produzieren.

Aus finanziellen Gründen möchten staatliche Organe die Überwachung von Emissionsgrenzwerten lieber nicht übernehmen. Es ist das Bestreben, Überwachungsinstanzen der einzelnen Industriezweige zu schaffen. Für die Zementindustrie könnte diese Aufgabe vom bereits bestehenden Inspektorat für Emissionen der Zementindustrie ausgeführt werden, um gesetzliche Grenzwerte selbständig zu kontrollieren.

CSSR

Der höchstzulässige Staubbiederschlag in der Umgebung eines Zementwerkes darf 150 t/km^2 im Jahr betragen; dies ist etwa $410 \text{ mg/m}^2 \cdot 24 \text{ h}$ [296].

UdSSR

Für Ofen der Zementindustrie mit Reinigung von Abgasen in Elektrofiltern: Der zulässige maximale Reingasstaubgehalt beträgt 90 mg/Nm^3 Ofenabgas; für diesen Zweck werden 3–4-stufige Horizontal-Elektrofilter verwendet.

Italien

Die durchschnittliche maximal zulässige Ofenstaubkonzentration während einer 24-stündigen Zeitperiode beträgt 300 mg/Nm^3 . Kurzzeitige Staubkonzentrationen betragen maximal (2 Stunden in einer 8-Stunden-Periode) 750 mg/Nm^3 . Die Gasvolumina werden trocken gemessen.

Dänemark

Ofen Neu: max. 250 mg/Nm^3 Trockengas
Bestehende: max. 500 mg/Nm^3 Trockengas
Brecher, Mühlen, Ventilationspunkte usw.
Neu: max. 250 mg/Nm^3 Trockengas
Bestehende: 500 mg/Nm^3 Trockengas

Die Begrenzungen sind maximale monatliche Durchschnitts-Emissions-Konzentrationen.

Schweden

Ofen: wie in Dänemark
Brecher, Mühlen, Ventilationspunkte usw.
Neu: max 250 mg/Nm^3 Trockengas
Bestehende: max. 250 mg/Nm^3 Trockengas [296a]

Frankreich

Neue Ofen: max. 150 mg/Nm^3 feuchtes Gas
Andere Quellen (je Punkt): 150 mg/Nm^3 feuchtes Gas
Die Begrenzungen beziehen sich auf 1 Stunde Durchschnitts-Emissions-Konzentration
 Nm^3 oder st.m^3 bedeutet Normal- m^3 bzw. Standard- m^3 (0°C , 760 mm oder 1 bar).
 Nm^3 Trockengas bedeutet das gesamte Gasvolumen abzüglich des Wasserdampfvolumens; Nm^3 feuchtes Gas bedeutet das gesamte Gasvolumen.

ent state of the technique, if they are attainable without an unreasonable risk."

To prevent competing companies from manufacturing regional cement at lower costs, it is not intended to establish zones with different emission limits.

Because of financial reasons, government agencies would rather abstain from emission control. The trend is, to establish control agencies created by the particular industrial branches. The cement industry could solve this problem by employing the already existing Supervising Agency for Emissions of the Cement Industry, for independent control of legal emission limits.

Czechoslovakia

The permissible dust precipitation in the neighborhood of a cement plant is a maximum of 150 t/km^2 year; this equals $410 \text{ mg/m}^2 \cdot 24 \text{ h}$ [296].

USSR

For cement industry kilns with cleaning of exit gases in electric precipitators. The admissible dust content of the clean gas is a maximum of 90 mg/Nm^3 of kiln exit gas; for this purpose 3–4-stage horizontal electric precipitators are employed.

Italy

Average kiln dust concentration over a 24 hour period is 300 mg/Nm^3 max. Short-term concentration (2 hr in each 8 hr period) is 750 mg/Nm^3 max. Gas volumina are measured dry.

Denmark

Kilns New: max. 250 mg/st.m^3 dry gas
Existing: max 500 mg/st.m^3 dry gas
Crushers, mills, ventilation points, etc.
New: max. 250 mg/st.m^3 dry gas
Existing: max. 500 mg/st.m^3 dry gas

The limits are max. monthly average emission concentrations

Sweden

Kilns: As in Denmark
Crushers, mills, ventilation points, etc.
New: max. 250 mg/st.m^3 dry gas
Existing: max. 250 mg/st.m^3 dry gas [296a].

France

New kilns: max. 150 mg/st.m^3 humid gas
Other sources (per point): 150 mg/st.m^3 humid gas
The limits are 1 hour average emission concentrations.
 Nm^3 or st.m^3 means standard cubic meter (0°C , 760 mm or 1 bar).
 Nm^3 or st.m^3 of dry gas means the total gas volume minus the volume of the water vapor. Nm^3 or st.m^3 of humid gas means the total volume of the gas.

24.6. Arten von Entstaubern

Der hauptsächlichste Emissionsfaktor bei der Herstellung von Portlandzement sind Feststoffteilchen, die allgemein als Staub bezeichnet werden. Zum Niederschlagen des Staubes verwendet die Zementindustrie folgende Arten von Entstaubern: mechanische Entstauber, vor allem Zyklonenstauber, und in geringem Umfange Staubkammern, ferner Tuchfilter-Entstauber, Schütttschicht-Entstauber und schließlich elektrostatische Entstauber. Um den Emissionsnormen zu entsprechen, werden diese Entstauber manchmal kombiniert eingesetzt, je nach der Konzentration und der Temperatur der emittierten Teilchen. Gasreiniger, die sich des Wassers als des aktiven Elementes zur Abscheidung der Staubteilchen bedienen, sind in der Zementindustrie nicht mehr in Gebrauch, da die Wiedergewinnung des nassen Staubes umständlich ist und dessen Handhabung zusätzliche Staubprobleme schafft.

Entstauber werden nach deren Wirkungsgrad beurteilt. Der Wirkungsgrad von Entstaubern ist das in Prozent ausgedrückte Verhältnis der Menge des aufgefundenen Staubes zu der dem Entstauber zugeführten gesamten Staubmenge. Wenn daher von einer dem Entstauber zugeführten Staubmenge von 100 g 95 g zurückbehalten werden, dann beträgt der Wirkungsgrad des Entstaubers 95 %.

Der Druckabfall oder Druckwiderstand von Entstaubern wird in mm WS zum Ausdruck gebracht.

24.6.1. Staubabsatzkammern

Für die Vorreinigung von hoch staubhaltigen Gasen werden Staubabsatzkammern immer von praktischem Wert sein. Die Arbeitsweise von Staubabsatzkammern beruht auf dem Prinzip der Herabsetzung der Gasgeschwindigkeit, was den Staubausfall bewirkt. Das staubhaltige Gas wird von der Staubquelle in die großräumige Staubabsatzkammer eingeführt, wo die Geschwindigkeit entsprechend verlangsamt wird, um große Staubteilchen unter Einwirkung der Schwerkraft ausfallen zu lassen. Zwecks Richtungsänderung des Gasstromes, was den Ausfallweg der Staubteilchen verkürzt, sind Staubkammern manchmal mit Prallblechen ausgestattet; dies verbessert den Wirkungsgrad der Entstaubung. Staubabsatzkammern sind wegen des einfachen Aufbaues die billigsten aber gleichzeitig auch die mit dem niedrigsten Wirkungsgrad arbeitenden Entstauber. Nur verhältnismäßig grobe Staubteilchen werden abgeschieden. Zur Abscheidung feiner Staubteilchen, z. B. im Bereich von 20 μm , wären große Staubkammern mit einer Länge von etwa 35 m erforderlich. Deshalb werden Staubabsatzkammern meistens als Vorabscheider vor wirkungsvolleren Entstaubern — wie Glasgewebefiltern oder elektrostatischen Entstaubern — angewendet. Gemessen am typischen Zementstaub liegt der Wirkungsgrad von Staubabsatzkammern im Bereich von 30–70 %. Die Gasgeschwindigkeit in der Staubabsatzkammer soll 0,5 m/sec nicht überschreiten. Der Druckabfall liegt im Bereich von 5–25 mm WS.

24.6. Types of dust collectors

Particulate matter, commonly called dust, is the primary emission in the manufacture of Portland cement. For the control of dust the cement industry employs mechanical collectors, i.e. cyclone collectors and to a lesser degree small size gravity settling chambers, further fabric type dust collectors, gravel bed filters and finally electrostatic precipitators. To meet the emission standards, sometimes combinations of these collectors are employed, depending on the intensity and temperature of the effluents. Gas cleaning devices which utilize water as an active element to precipitate dust particles, are no longer employed in the cement industry, since reprocessing of the wet dust is troublesome, and handling the collected material generates additional dust problems.

Dust collectors are evaluated by their efficiencies. The efficiency of dust collection equipment is the ratio of the quantity of precipitated dust to the total quantity of dust introduced into the dust collection device, expressed in percent. Thus, if from an introduced dust quantity of 100 g, the dust collector retains 95 g, the efficiency of the dust collector is 95 %.

The pressure drop or suction resistance of dust collectors is expressed in inches of W.G.

24.6.1. Gravity settling chambers

Gravity settling chambers will always be of importance for pre-cleaning of high dust laden gases; they work on the principle of removing the dust by reducing the velocity of the gas or air stream. The gas is directed from the dust generating equipment into the large volume settling chamber, where velocity drops low enough to let large dust particles drop out by gravity. Dust settling chambers are sometimes equipped with deflectors, to change the direction of gas flow and so to shorten the settling path of the particles, improving collection efficiency. Because of the simple construction, gravity settling chambers are the lowest in cost, but at the same time also the least effective dust collection devices. Only relatively coarse particles are removed. For removing of fine dust particles, e.g. in the range of 20 microns, large size gravity settling chambers would be required, with a length of about 35 m. Therefore settling chambers are used only to reduce the dust load ahead of more efficient dust collectors such as glass baghouses or electric precipitators. The efficiency of gravity settling chambers is in the range of 30–70 % when handling typical dust of a cement plant. The gas velocity in the settling chamber should not exceed 0.5 m/sec. The pressure drop is in the range of 5–25 mm W.G.

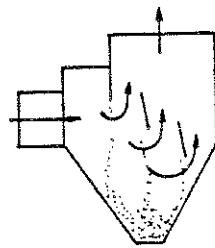


Fig. 24.2. Staubabsatzkammern für Abgase von Drehöfen und Trocknern

Fig. 24.2. zeigt schematische Darstellungen von zwei verschiedenen Staubabsatzkammern, die zur Vorentstaubung von Abgasen aus Drehöfen und Trommel-trocknern bestimmt sind. Der Gasfluß kann sowohl horizontal als auch vertikal sein.

24.6.2. Zyklone

Zyklone wurden schon lange als Staubabscheider praktisch angewendet, bevor ihr Arbeitsprinzip theoretisch erklärt und berechenbar war [297].

Wie in Fig. 24.3. [298] dargestellt, besteht ein Zyklon grundsätzlich aus zwei Teilen, und zwar aus einem zylindrischen und einem konischen Teil. Das Gas tritt am Kopfende des zylindrischen Teiles tangential ein und bewegt sich entlang der Wand spiralförmig

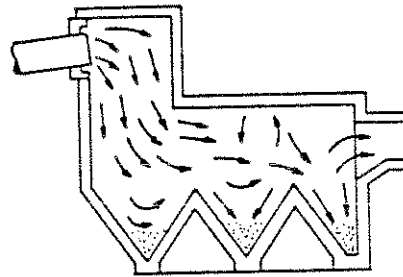


Fig. 24.2. Schematic of gravity settling chambers for dust from rotary kilns or dryers

Fig. 24.2. shows the schematic of two different designs of gravity settling chambers assigned for primary dust collection from rotary kilns as well as from drum dryers; flow may be horizontal or vertical.

24.6.2. Cyclones

Cyclones as dust collection devices were in use long before their mode of operation was theoretically explained and calculable [297].

As shown in Fig. 24.3. [298] a cyclone consists essentially of two sections; a cylindrical and a conical one. At the top of the cylindrical section the gas enters tangentially and spirals along the walls downward into the conical section (outside vortex); from here it

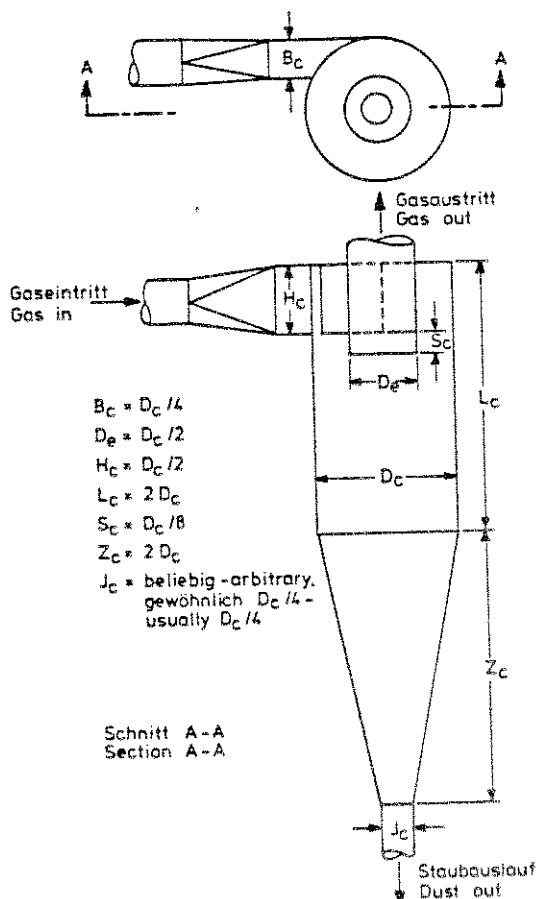


Fig. 24.3. Größenverhältnisse der Konstruktionselemente eines Zyklonabscheiders

Fig. 24.3. Design proportions of a cyclone dust separator

abwärts bis etwa zum unteren Ende des konischen Teiles (äußerer Wirbel); von hier beginnt das Gas den Innenraum des Zyklons einzunehmen, wobei es sich spiralförmig bis zum Auslaß-Tauchrohr aufwärts bewegt (innerer Wirbel). Die Zentrifugalkraft bewirkt, daß die Staubteilchen sich an der Wand absetzen und sich sowohl unter dem Einfluß der Schwerkraft als auch des äußeren Wirbels abwärts bewegen. Die Mehrheit der Teilchen fällt in einen Behälter, von wo sie mittels Zellenrad oder Förderschnecke entfernt werden. Der aufsteigende Gaswirbel ist das Reingas, welches aber immer noch eine gewisse Menge feiner Teilchen enthält. Der innere Wirbel nimmt nur einen kleinen Teil des Zyklonquerschnittes ein. Um diesen inneren Wirbel legt sich mantelförmig die sogenannte neutrale Zone; ist diese Zone weit, dann wird ein beträchtlicher Anteil von Staub durch die entweichenden Gase mitgerissen. Daraus geht hervor, daß je länger der Weg ist, den ein Staubteilchen zurücklegen muß, um die Gasgrenzschicht zu erreichen, um so weniger Teilchen im Zyklon abgeschieden werden. Es kann daher behauptet werden, daß der Wirkungsgrad eines Zyklons umgekehrt proportional zu dessen Durchmesser ist. Zyklone mit Durchmessern von 225, 400, 600 und 3150 mm haben entsprechende Wirkungsgrade von 96,7, 92,6, 88,2 und 57,5 %.

Zyklonabscheider finden in der Zementindustrie Anwendung zur Entstaubung von Drehöfen, Klinkerkühlern, Brechern, Trocknern, Mühlen, Transporteinrichtungen usw. Zyklone gehören zu den billigeren Entstaubern; sie besitzen keine beweglichen Teile und können mit feuerfestem Material ausgelegt werden für hohe Gastemperaturen bis etwa 975 °C. Die Konstruktion von Zyklonen kann erfolgen: a.) für hohen Durchsatz verbunden mit mittlerem Wirkungsgrad und mittlerem Druckabfall (siehe Diagramm Fig. 24.4.a.) [299], b.) für mittleren Durchsatz mit höherem Wirkungsgrad und höherem Druckabfall (siehe Diagramm Fig. 24.4.b.)

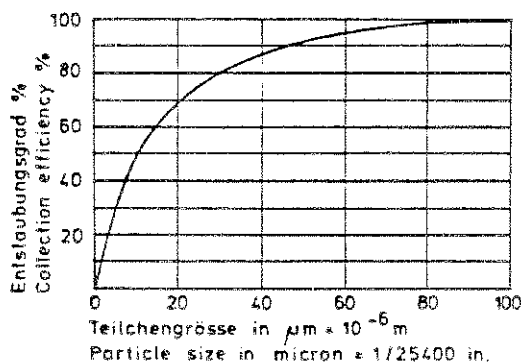


Fig. 24.4.a. Zyklon für hohen Durchsatz und mittleren Entstaubungsgrad

Fig. 24.4.a. Collection efficiency of a high throughput and medium efficiency cyclone

Zyklone werden hergestellt mit Durchmessern von 300 bis 2300 mm in Gruppen von 1, 2, 4 und 6 Einheiten [300]. Die Größe der einzelnen Zyklone hängt außer von dem erforderlichen Durchsatz und Ent-

starts to occupy the center space of the cyclone, and spirals upward (inside vortex) to the outlet thimble. Centrifugal forces push the dust particles toward the wall where they accumulate and descend down by gravity as well as under the influence of the outer vortex. Most of the particles fall down to the bottom into a hopper from where they are removed by rotary valves or screw conveyors. The ascending gas vortex represents the clean gas, but it always contains a certain amount of fine particulates. The inside vortex occupies only a small part of the cyclone's cross-section, and along its axis there is the so-called neutral sector; if the size of this sector is large, then a considerable amount of dust is taken away with the escaping gases. From this it results that the longer distance a dust particle has to cover for reaching the boundary gas layer, the less particles are separated in the cyclone; therefore it can be said that the efficiency of a cyclone is inversely proportionate to its diameter. With cyclone diameters of 225, 400, 600 and 3150 mm, the corresponding efficiencies equal 96,7, 92,6, 88,2, and 57,5 %.

In the cement industry, cyclones are for application with rotary kilns, grate clinker coolers, crushers, dryers, grinding mills, conveyors, etc. They are low cost dust collectors, without moving parts, and can be furnished with refractory linings for high temperatures up to 975 °C. Cyclones can be designed for high throughput and medium efficiency and medium pressure drop (see diagram Fig. 24.4.a.) [299], as well as for medium throughput, higher dust collection efficiency, and a higher pressure drop (see diagram Fig. 24.4.b.)

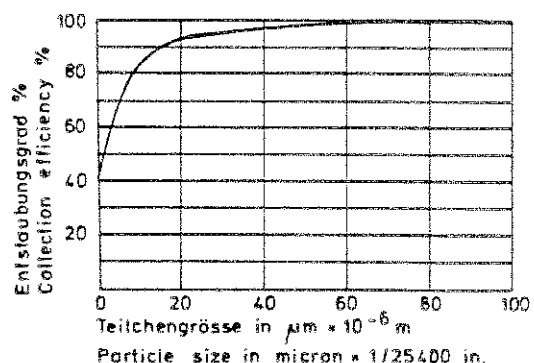


Fig. 24.4.b. Zyklon für mittleren Durchsatz und hohen Entstaubungsgrad

Fig. 24.4.b. Collection efficiency of a medium throughput and high efficiency cyclone

Cyclones are built with diameters from 300 to 2300 mm in arrangements of one, two, four or six units combinations [300]. The size of the particular cyclones depends (besides the required throughput

staubungsgrad auch vom Staubgehalt, Teilchengröße und den Staubeigenschaften ab. Zyklone können sowohl in Parallelschaltung für große Gasmengen, als auch in Reihenschaltung für höhere Entstaubungsgrade, oder in Kombinationen von Reihen- und Parallelschaltung für hohen Durchsatz und hohen Wirkungsgrad installiert werden.

Der Druckabfall in Zyklonenentstaubern liegt im Bereich von 30–165 mm WS und ist abhängig von:

der Gastemperatur,
der Zyklongröße und von
der Gaseintritts-Geschwindigkeit.

Zyklone werden für einen weiten Bereich von Gasdurchsatz gebaut und zwar von kleinen Zyklonen mit etwa 17 m³/min Durchsatz (Einzel-Zyklon) bis zu großen Einheiten (6-Zyklon-Gruppe) mit einem Durchsatz von etwa 8500 m³/min. Diese Zyklone mit sehr hohem Durchsatz haben einen mittelmäßigen Entstaubungsgrad und dienen zur Vorreinigung von Gasen mit hohem Staubgehalt; sie werden als Vorabscheider vor Glasgewebe- oder Elektrofiltern angeordnet.

Es gibt viele verschiedenartige Konstruktionsformen von Zyklonen, die jedoch alle nach demselben Prinzip der Fliehkraft-Abscheidung arbeiten.

and collection efficiency) also on the dust load, the particle size as well as on the properties of the dust. Units of cyclones may be installed in parallel for large gas volumes, and in series for higher efficiencies, or in combinations of series and parallel for high throughput and high efficiency.

The pressure drop of cyclones is in the range from 30 to 165 mm water column and depends on:

the temperature of the gas;
the size of the cyclone; and on
the inlet velocity of the gas.

Cyclones are manufactured for a wide range of gas throughput, from the smallest with about 17 m³/min (1 single cyclone) to large units (6 cyclone group) with about 8500 m³/min throughput. These high throughput cyclones are of medium efficiency for pre-cleaning of gases with a high dust load, installed ahead of a glass baghouse dust collector or an electrostatic precipitator.

Many different cyclone design configurations exist, which operate on the basic principle of centrifugal separation.

24.6.3. Vielfach- oder Multizyklone

Praktische Erfahrung zeigte, daß der Durchmesser der Zyklone mit dem besten Wirkungsgrad im Bereich von 150–300 mm liegt. Die Leistung dieser Zyklone ist jedoch gering und beträgt etwa 25 m³/min. Für höhere Gasvolumina wird daher eine Vielzahl von Zyklonen mit kleinen Durchmessern in

24.6.3. Multiple cyclones or multicyclones

It was learned from practical experience that the diameters of cyclones with the best efficiency are in the range of 50 to 300 mm. However, the capacity of such cyclones is low and in the range of about 25 m³/min. Therefore for higher gas volumes a multitude of small diameter cyclones are combined into groups of

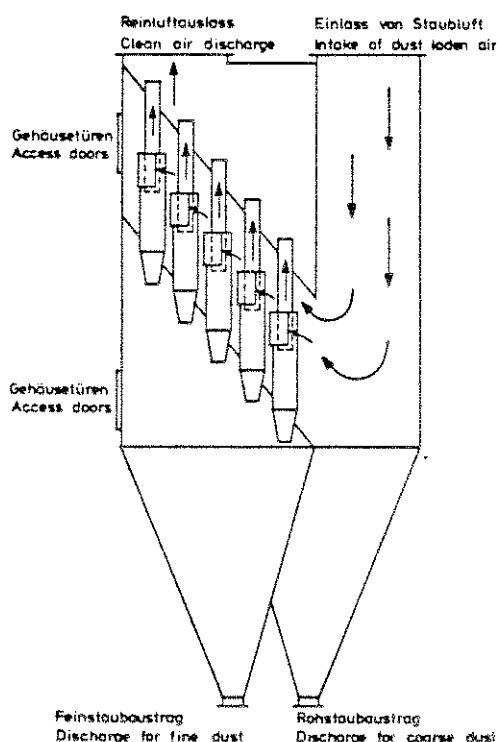


Fig 24.5. Längsschnitt eines Multizyklons zur Reinigung von Klinkerkühler-Abluft

Fig 24.5. Longitudinal section of a multicyclone for dust collection from clinker cooler vent air

Zyklongruppen zusammengefaßt, die allgemein als Multizyklone bezeichnet werden. Multizyklone sind geschlossene Aggregate mit stufenweiser Anordnung für parallele Gasströmung mit gemeinsamer Gaseinlaßkammer und Staubentladebehälter. Multizyklone können bis zu 400 einzelne Zykclone enthalten. Fig. 24.5. zeigt die schematische Darstellung eines Multizyklons zur Entstaubung von Klinkerkühler-Abluft (Hersteller; Intensiv-Multicon, BRD):

Der Wirkungsgrad von Multizyklon-Entstaubern liegt im Bereich von 85–94 %, für Staubteilchen von über 15–20 µm Durchmesser, mit einem Druckabfall von 130–180 mm WS. Ein Nachteil von Multizyklonen ist die gelegentliche Verstopfung der kleinen Rohre.

In Ländern mit weniger strengen Luftreinhaltebestimmungen sind Multizyklone in der Zementindustrie ein viel gebrauchtes Aggregat zur Entstaubung von Abgasen aus Öfen und Trocknern, sowie von Abluft aus Klinkerkühlern, Mühlen usw. In Ländern mit strengen Bestimmungen zur Reinhaltung der Luft dienen Multizyklone meistens als Vorabscheider für höherwertige Entstauber.

24.6.4 Gewebefilter

Die in der Zementindustrie verwendeten Gewebefilter sind durchwegs Schlauchfilter, d. i. Schläuche mit einem Durchmesser bis zu etwa 300 mm und einer Länge bis etwa 10 m; sie bestehen aus Gewebe- oder Filztuch, hergestellt aus natürlichen oder synthetischen Fasern. Gewebefilter können Staubteilchen zurückhalten, die kleiner als 1 µm sind und arbeiten dabei mit Wirkungsgraden bis zu 99,95 %. Je nach der Güte der Faser können Gewebefilter für Gastemperaturen bis zu 285 °C verwendet werden. Das staubhaltige Gas passiert ein poröses Medium — das Filtergewebe — und lagert Staubteilchen in dessen Lücken ab. Nach Füllung der Lücken beginnt sich an der Filteroberfläche eine Staubschicht zu bilden, die den Großteil der Filterarbeit leistet. Bevor sich die Staubschicht am Filter bildet, was nur sehr kurze Zeit dauert, ist der Wirkungsgrad gering. Wird die Staubschicht zu dick, dann beginnt der Druckwiderstand zu steigen, was Abreinigung notwendig macht. Je nach den Staubeigenschaften und der Art des Filtertuches werden im allgemeinen vier Methoden der Filterreinigung angewendet:

- Schlauchschiene; bei dieser Methode wird das obere Schlauchende in eine mäßige Drehbewegung versetzt, was ein Abfallen der Staubschicht verursacht.
- Anwendung von Rückblasluft; der Differenzdruck verursacht ein Zusammenfallen des Filterschlauches und somit eine Loslösung der Staubschicht.
- Pulsierender Druck; in den Luftraum einer abgeschalteten Entstauber-Kammer wird für die Dauer von etwa 300 Millisekunden ein Luftdruckimpuls von 7 kg/cm² geleitet. Die expandierende Luft setzt eine Stoßwelle in Bewegung, welche die Loslösung der Staubschicht vom Filtertuch verursacht. Für die pul-

cyclones, commonly called multicyclones. Multicyclones are enclosed units and arranged in banks for parallel flow with feed gas from a plenum chamber and with a common dust discharge hopper; multicyclone units can contain up to 400 individual cyclones. Fig. 24.5. shows the schematic of a multicyclone for cleaning of clinker cooler vent air (manufacturer; Intensiv-Multicon, W. Germany).

The efficiency of multicyclone dust collectors is in the range of 85–94 %, collecting dust particles of 15 to 20 micron diameter and up, with a pressure drop of 130–180 mm of water column. A disadvantage of multicyclones is occasional plugging of the small tubes.

In countries with less stringent air pollution regulations, the multicyclone is in the cement industry a major component in collection of dust from kiln gases, grate clinker coolers, dryers, grinding mills, etc. However, in countries with stricter dust control regulations, the multicyclone serves mostly as a primary dust collector ahead of high efficiency dust collectors.

24.6.4 Fabric filters

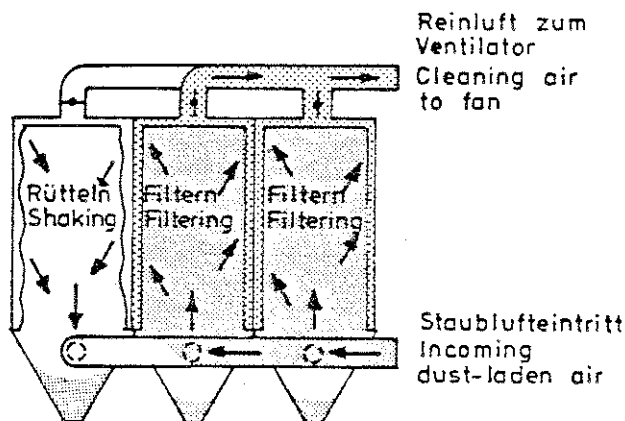
Fabric filters used in the cement industry are generally of the bag type, i. e. tubes with 300 mm diameter or less, and up to 10 m high; they consist of woven or felted cloth, made from natural or synthetic fibers. Fabric filters can handle small particles in the submicron range at high efficiencies of 99.95 %. Depending on the kind of fabric, these filters can be applied to gas temperatures up to 285 °C. The dust laden gas flows through a porous medium — the filter fabric — and deposits particles in the voids. After filling the voids, a cake starts to build up on the fabric's surface, which does most of the filtering. During the precoat-ing period which lasts only moments, the efficiency may drop. When the dust layer on the fabric becomes too thick, an increase in pressure drop results; this requires cleaning of the fabric. Depending on the characteristic of the dust and the type of the fabric, there are generally four methods of filter cleaning in use:

- Bag swinging; this is a method which imparts a gentle oscillating motion to the tops of the filter bags; this helps to dislodge the dust cake.
- Reverse air; this method collapses the filter tube by differential air pressure, thus releasing the filter cake.
- Pulse pressure; the plenum chamber of the isolated compartment is for about 300 milliseconds supplied with a burst of compressed air of about 7 kg/cm². This pulse of air expands rapidly and sets up a shock wave which flexes the fabric, thus dislodging the dust cake. For the pulse air a small separate com-

sierende Druckluft ist ein kleiner Kompressor notwendig. Der Verbrauch an Druckluft beträgt etwa $1 \text{ Nm}^3/400 - 500 \text{ m}^3$ Reinfluft.

d. Reinigung mit Schallwellen; diese Methode bedient sich einer Schallquelle zur Erzeugung von Schallwellen niedriger Frequenz ($< 200 \text{ Hz/sec}$, Intensität $100 - 150 \text{ dB}$), die sich auf das Filtertuch übertragen. Die Schallwellen werden mit Rückblasluft kombiniert, was die Trennung der Staubschicht vom Filtertuch bewirkt [301].

Der Reinigungsvorgang erfolgt periodisch und wird meist durch ein Uhrwerk ausgelöst. Zwecks besserer Reinigung werden manchmal zwei verschiedene Reinigungsmethoden für einen Entstauber angewendet. Die Reinigung findet in Abwesenheit des den Entstauber passierenden normalen Gasstromes statt; dies macht die Ausschaltung einer Entstauberkammer während der Reinigungsperiode notwendig. Für ununterbrochene Entstaubung muß daher ein Gewebefilter eine Entstaubungskammer mehr haben, als für das durchströmende Gasvolumen notwendig ist (siehe Fig. 24.6.).



Faserstoffe für Tuchfilter

Tabelle 24.2. zeigt eine Aufstellung von Faserstoffen, die für die Herstellung von Gewebe oder Filz als Filtertuch verwendet werden. Es sind zwei Betriebstemperaturen angegeben; eine für normalen Langzeitbetrieb, die andere für kurzzeitigen Temperaturanstieg.

Die in Tabelle 24.2. angeführten Faserstoffe können für Filtergewebe verwendet werden; viele davon lassen sich auch zu Filz verarbeiten. Wird Filz als Filtertuch verwendet, so können viel höhere Gasgeschwindigkeiten angewendet werden, da bei Filz die sich bildende Staubschicht für die Filtrierung weniger wichtig ist als bei Gewebefiltern. Filzstoffe haben eine Luftdurchlässigkeit im Bereich von 27 (Wolle) bis $82 \text{ (Teflon) m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ [302]. Höhere Geschwindigkeiten bedeuten ein höheres Verhältnis von Luft: Tuch und daher weniger Filterraum. Jedoch ist der Preis für den Quadratmeter Filzfilter zwei- bis viermal höher als der für Gewebefiltertuch. Trotz dieses Preisunterschiedes können Filzfilter sich für spezielle Verwendungszwecke preiswerter erweisen als Gewebefilter.

pressor is required. Compressed air consumption is approximately $1 \text{ st.m}^3/400 - 500 \text{ m}^3$ of cleaned air.

d. Sonic cleaning; this method employs sound generators which produce a low frequency sound ($< 200 \text{ Hz/sec}$, intensity $100 - 150 \text{ dB}$), causing the filter bags to vibrate. These vibrations combined with reversed air loosen dust particles from the surface of the fabric [301].

Cleaning is accomplished periodically, mostly in response to a timer. Sometimes two different cleaning methods are applied to one filter for better cleaning. During cleaning action there is no air flow through the filter bag in the normal direction; this requires that for the period of cleaning, the particular dust collector compartment must be taken off-stream. Therefore for continuous automatic dust collection a fabric type dust collector must have one compartment in excess of the capacity required by the gas volume (see Fig. 24.6.).

Fig. 24.6. Zwecks Reinigung wird eine Entstauberkammer außer Betrieb gesetzt; während dieser Zeit versehen die verbleibenden Kammern den normalen Betrieb

Fig. 24.6. One dust collector compartment is down for cleaning; remaining compartments supply uninterrupted filtration

Fibers for filter cloth

Table 24.2. contains a listing of fibers used in the manufacture of fabric or felt for dust collection purposes. Two operating temperatures are quoted; one for regular long time operation, the other for short time surge in temperature.

The fibers listed in Table 24.2. can be woven into textile filters and most of them can be manufactured into felts. The use of felts as filter cloth allows for higher gas velocities, since with felts the filter cake is less important to the filtering action than is the case with woven filters. Air permeability of felts is in the range from 27 (wool) to $82 \text{ (Teflon) m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ [302]. Higher velocities result in higher air to cloth ratios and therefore in less filter space. But the cost per square meter of filter area is two- to fourfold higher for the felt filter than for fabric filter cloth. Despite this price difference, felt filters might be for some applications lower in price than fabric filters.

Tabelle 24.2

Table 24.2

Faserstoffe für Filtergewebe zur Trockenentstaubung Fibers for dry-filtration fabrics		Albany Felt Company				
Faser Fiber	Erzeuger Manufacturer	Maximale Betriebstemp. °C		Maxim. operating temp. °F		Allgemeine chemische Klassifizierung General chemical classification
		Langzeit Monate	Kurzzeitig Stunden	Long time Months	Short time Hours	
Acrilan	Chemstrand Corp.	120	150	250	300	Polyacronitrile
Arnel	Celanese Corp.	120	150	250	300	Triacetate
Baumwolle Cotton	Natürliche Faser Natural fiber	70	120	160	250	Cellulose
Dacron	E. I. du Pont de Nemours	135	175	275	350	Polyester
Darvan	B. F. Goodrich Chemical	153	160	310	320	Nytrile
Glass	Pittsburgh Plate Co. Owens Corning Co.	275 – 285	340	500 – 550	650	Glass
Kodel	Eastman Chemical Prod. Inc.	135	175	275	350	Polyester
Nomex	E. I. du Pont de Nemours	230	257	450	500	Polyamide
Nylon 66	— „ —	92	120	200	250	— „ —
Orlon 42	— „ —	125	150	260	300	Polyacrylonitrile
Saran	Saran Yarn Co.	65	92	150	200	Vinylidenechloride
Teflon	E. I. du Pont de Nemours	230	285	450	550	Tetrafluoroethylene
Wolle Wool	Natürliche Faser Natural fiber	92	120	200	250	Protein
Zefran	Dow Chemical Co.	103	131	220	270	Acrylic Alloy

Das Verhältnis von Luftmenge zur Filtertuch-Fläche

Dieses Verhältnis gibt die Anzahl von m³ Luft oder Gas an, die in der Zeiteinheit von 1 m² Filtertuch bewältigt werden kann. Für eine gewöhnliche Entstaubungsanlage wie z. B. Übergabestellen für Kalkstein-Förderbänder wird ein Verhältnis von 3 m³/m²·min (ausgedrückt als 3:1) angewendet. Jeder Anwendungsbereich erfordert ein spezifisches Luft:Tuch-Verhältnis. So z. B. können große Staubteilchen in kleinen Mengen mit einem Luft:Tuch-Verhältnis von etwa 5:1 niedergeschlagen werden. In vielen Fällen wird das Luft:Tuch-Verhältnis laboratoriummäßig bestimmt, da die Eigenschaften, Konzentration und Feinheit der Staubteilchen die erforderliche Filterfläche beeinflussen. Nach Ermittlung des Luft:Tuch-Verhältnisses wird die Netto-Tuchfläche für den Entstauber mit der folgenden Formel bestimmt:

$$\text{Netto-Tuchfläche (m}^2\text{)} = \frac{\text{Gefilterte Luftmenge (m}^3\text{/min)}}{\text{Luft:Tuch-Verhältnis}}$$

$$\text{Net cloth area (m}^2\text{)} = \frac{\text{Filtered air volume (m}^3\text{/min)}}{\text{Air to cloth ratio}}$$

Diese Zahl dient zur Berechnung der Anzahl der Filterschläuche sowie der Anzahl der Entstauberkammern.

Air to cloth ratio

This ratio is the number of cubic meters of air or gas handled by one square meter of filter cloth. For an average dust control application, such as belt conveyor transfer points handling limestone a ratio of 3 m³/m²·min (expressed as 3:1) is ordinarily employed. Each application requires a different air to cloth ratio. Thus large particle size dust in low quantities can be handled with an air to cloth ratio of about 5:1. In most cases the determination of the air to cloth ratio requires laboratory tests, since the nature and concentration of the dust and the fineness of the dust particles influence the amount of cloth required. After finding the air to cloth ratio, the net cloth area for the filter is determined by using the following formula:

With this figure the number of filter bags and compartments can be calculated.

Druckabfall und statischer Druck des Ventilators

Der gesamte statische Druck setzt sich zusammen aus: Druckverlust der Absaughaube, Reibungsverlust in Rohrleitungen, Verlust durch den Entstauber und durch das Ausblasrohr. Für Entstauber, die an Röhrmühlen, Brechern, Windsichtern usw. angeschlossen sind, wird je nach Gestaltung der Anlage ein Druckabfall von etwa 200–250 mm W.S. in Rechnung gestellt.

24.6.5. Glasgewebefilter

Für die Reinigung von Drehofenabgasen sowie von Klinkerkühler-Abluft sind großräumige Entstauber häufig in Gebrauch, die mit siliconierten Glasfaser-Filterschläuchen — sogenannten Glasgewebe-Filtern — ausgerüstet sind. Diese Großentstauber enthalten bis zu 500–2500 Glasgewebe-Filterschläuche mit Längen bis zu 10 m und bis zu 300 mm Durchmesser. Das Glasgewebe-Filtergehäuse ist in gleichgroße Kammern unterteilt, von denen jede mit Absperrklappen zur Steuerung des einströmenden Gases sowie der Spülluft für die Reinigung versehen ist. Zur Reinigung von Glasgewebe-Filterschläuchen wird meistens eine Kombination von Spülluft und Schallwelle angewendet. Ein Sammelrohr leitet die heißen staubhaltigen Gase in die einzelnen Kammern, von wo sie als gefiltertes Reingas in die Atmosphäre entladen werden. Das Glasgewebe-Filter hält in den meisten Fällen 99,90–99,96 % der eingeführten Staubladungen mit Korngrößen im Bereich von 10 % kleiner als 10 µm und 90 % kleiner als 5 µm zurück.

Glasgewebe-Filter werden sowohl für Unterdruck- als auch für Überdruckbetrieb gebaut. In Fig. 24.7. ist ein Überdruck-Glasgewebe-Filterhaus dargestellt [303].

Beim Druck-Glasgewebefilter wird das gefilterte Reingas durch Entlüfter ins Freie geblasen.

Pressure drop and fan static pressure

Total fan static pressure consists of the following: hood entrance loss, friction loss in ducts, loss through dust collector and fan exhaust stack. For dust collector installations serving grinding mills, crushers, air separators, etc., a pressure drop of about 200–250 mm water column, depending on the configuration, should be taken into account.

24.6.5. Glass bag dust collectors

To clean the exit gases from rotary kilns as well as the vent air from grate clinker coolers, large volume dust collectors equipped with siliconized glass fiber filter bags — the so-called glass baghouses — are largely in use. These large dust collectors may contain up to 500–2500 glass cloth filter bags, each up to 10 m in length with 300 mm diameter. The glass baghouse is divided into equal sized compartments, each of which is equipped with damper valves to control intake gas flow and reverse air for cleaning. For cleaning of glass baghouses, a combination of reverse air and sonic wave is mostly applied. Hot dust laden gases enter the compartments of the baghouse via the inlet manifold at the base of the collector, and filtered clean gas is exhausted to the atmosphere. The glass baghouse retains generally 99.90–99.96 % of the dust load, with particle sizes in the range of about 10 % minus 10 microns, and 90 % minus 5 microns.

Glass baghouses may be built for operation either under suction or under pressure. Fig. 24.7. shows a schematic of a pressure type glass baghouse [303].

In the pressure type glass baghouse, the filtered clean gas is vented through roof ventilators.

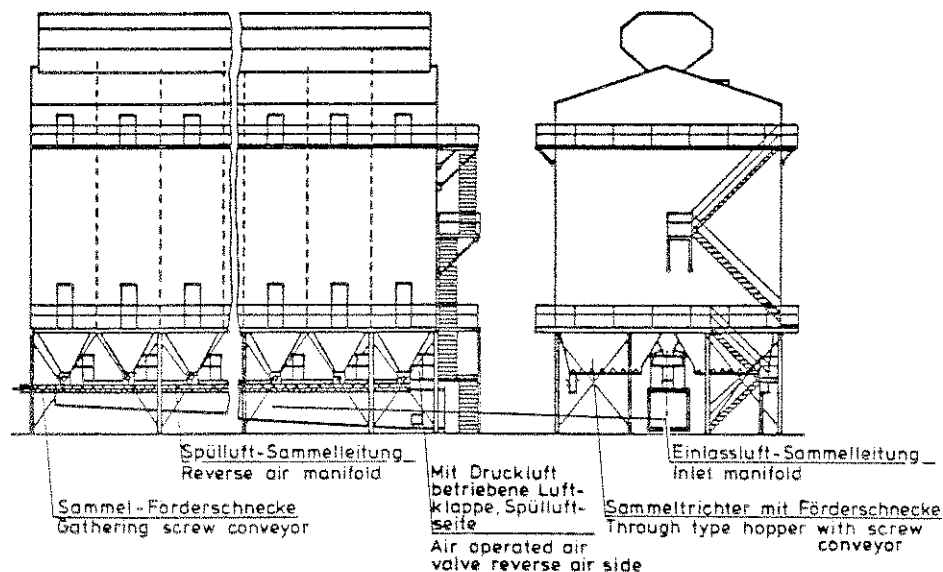


Fig. 24.7. Seiten- und Vorderansicht eines mit Überdruck arbeitenden Glasgewebe-Filterhauses

Fig. 24.7. Side and end elevation of a pressure type glass baghouse

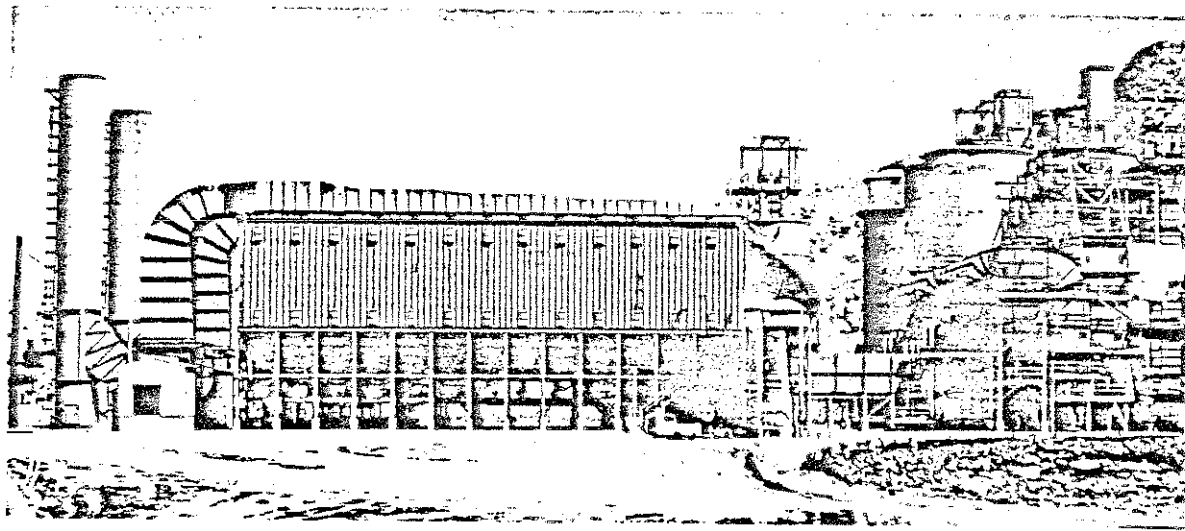


Fig. 24.8. Glasgewebe-Saugfilter zur Reinigung von Drehofenabgasen. Die Anlage besteht aus zwei gleichen Filtergehäusen mit 28 Kammern und einem Durchsatz von je 10,000 m³/min

Fig. 24.8. Suction-type glass baghouse dust collector cleaning exit gases from rotary kilns. The installation consists of two identical 28 compartment glass cloth collectors, each with a capacity of 10,000 m³/min

Fig. 24.8. (Fuller Co., Bethlehem, Pa., USA, Bulletin DCB-312) zeigt einen Saug-Glasgewebefilter; dies ist eine der größeren Anlagen dieser Art, die in den Vereinigten Staaten für die Reinigung der Drehofenabgase installiert sind. Der Ventilator zieht die Abgase durch den Drehofen, eine kleinere Staubabsatzkammer, einen Multizyklon und durch das Glasgewebe-Filtergehäuse; die Abgase werden dann durch einen kurzen Kamin ins Freie geblasen. Die Anlage besteht aus zwei gleichen in je 28 Kammern unterteilten Glasgewebefiltern; die Leistung beträgt pro Einheit rund 10,000 m³/min.

Fig. 24.8. (Fuller Co., Bethlehem, Pa., USA, Bulletin DCB-312) shows the photo of a suction type glass baghouse, which is one of the larger installations in the U.S. of this type of dust collectors for cleaning the exit gases of rotary kilns. The ID-fan pulls the gases through the kiln, a small gravity settling chamber, a multicyclone unit, and through the baghouse, pushing the clean gas through a short stack into the atmosphere. The installation consists of two identical 28 compartment glass cloth collectors, each with a capacity of 10,000 m³/min.

Der Ventilator eines mit Überdruck arbeitenden Glasgewebe-Filtergehäuses wälzt das staubbeladene Gas um, was die Lebensdauer des Ventilators wesentlich verkürzt. Dies bezieht sich besonders auf Glasgewebefilter für Klinkerkühler. Trotz des um 20 % höheren Preises für Saug-Glasfilter, verglichen mit Druckfilter-Einheiten, sind fast alle gegenwärtig gebauten Glasfilter vom Saugfilter-Typus. Der Druckabfall von Glasfiltern liegt im Bereich von 150 mm W.S. Das Luft-Tuch-Verhältnis beträgt 2.8:1.

In pressure-type glass baghouses, the fan handles the dust laden gas, which results in a short life span of the fan. This applies especially to the pressure baghouses serving clinker coolers. Despite the fact that suction-type baghouses are roughly 20 % higher in price than pressure-type units, almost all of the baghouses currently erected are of the suction type. The pressure drop in glass baghouse collectors is in the range of 150 mm water column. The air to cloth ratio presently applied is 2.8:1.

Die neuen US-Luftreinholdungsvorschriften für die Zementindustrie basieren auf der Leistung von Glasgewebefiltern; elektrostatische Filter werden als alternative Entstauber angesehen. Um den neuen Normen zu entsprechen, müssten leistungsfähigere elektrostatische Filter installiert werden. Dann aber würde deren Preis den von Glasgewebefiltern um 10 % überschreiten. Die Tendenz in der US-Zementindustrie geht in Richtung auf die Verwendung von Glasfiltern und diese Tendenz wird vom Amt für Umweltschutz gefördert.

The new U.S. air pollution standards for Portland cement plants are based on the performance of glass baghouse collectors; electrostatic precipitators are considered only as alternative control devices. To meet the new standards would require the installation of more efficient electrostatic precipitators; but the cost would be about 1.1 times that of baghouses. The trend in the U.S. cement industry is toward the use of baghouse collectors, and this trend is encouraged by the Environmental Protection Agency.

Das Amt für Umweltschutz ermittelte, daß die Investitionskosten aller Entstaubungseinrichtungen etwa 12–13 % der Gesamtinvestitionskosten einer Zementfabrik betragen. Ein Elektro- oder Glasgewebefilter für die Drehofenabgase und der Entstauber

The EPA has found that the total investment for all installed air pollution control equipment represents approximately 12–13 % of the investment for the total cement plant. An electrostatic precipitator or baghouse for the kiln, together with the dust collec-

für den Klinkerkühler sind zusammen mit etwa 70 % an den Kosten aller Entstaubungseinrichtungen beteiligt. Die verbleibenden 30 % decken alle anderen Kosten der Fabriksentstaubung. Die jährlichen Betriebskosten für die Entstaubung betragen etwa 5–7 % der gesamten Betriebskosten einer Zementfabrik [304].

Derselbe Anteil von ca. 12 % der Gesamtinvestitionskosten für Anlagen zur Reinhaltung der Luft wurde vor Jahren auch in der Bundesrepublik Deutschland festgestellt [305].

tor for the clinker cooler, represent approximately 70 % of the cost of all air pollution control equipment. The remaining 30 % of the costs will cover dust control for all other generating sources in a cement plant. Annual operating cost for the dust control equipment will be approximately 5–7 % of the total plant operating costs [304].

Several years ago, the same figure of approximately 12 % of the total investment cost for installed air pollution control equipment was also determined in the Federal Republic of Germany [305].

24.6.6. Schütttschicht-Filter

Das Prinzip der körnigen Schütttschicht, auch Kiesbettfilter genannt, das vorwiegend zur Reinigung von Flüssigkeiten dient, wurde in letzter Zeit mit Erfolg auch zur Gasreinigung verwendet. Konstruktiv findet dieses Prinzip als sogenanntes Drallschichtfilter Anwendung; dies ist eine Kombination von Zyklonabscheider und Schütttschicht bzw. Kiesbett, das in der Zementindustrie als Schütttschicht-Filter bekannt ist. Schütttschicht-Filter können auch mit getrennten Staubvorabscheidern kombiniert werden.

Drallschichtfilter werden in Mehrkammerbauweise ausgeführt und bestehen in der Regel aus 8 bis 20 Einheiten mit Durchmessern von 1300 bis 2800 mm. Jede der gleichgroßen Filtereinbauten (Fig. 24.9.a und b) ist durch einen gemeinsamen Roh- und Reingaskanal verbunden und parallel geschaltet. Das Rohgas wird dem Filter durch einen Rohgassammelkanal (1) zugeführt, wobei bereits eine gewisse Vorabscheidung erfolgt. Es tritt von dort in den zyklonartig ausgebildeten Vorabscheider (2) ein, in dem der mitgeführte Grobstaub abgeschieden und durch ein Staubaustragsorgan (3) abgeführt wird. Das vorgereinigte Rohgas steigt durch das Tauchrohr (4) in den Filterraum (5) und durchströmt von oben nach unten die Schütttschicht (6), wobei sich der restliche Feinstaub an den Körnern und in den Hohlräumen dieser Schicht ablagert. Das gereinigte Gas gelangt aus dem Reingasraum (7) über die geöffnete Absperrklappe (8) in den Reingaskanal (9).

Die Reinigung einer Filtereinheit wird durch das Programmschaltwerk eingeleitet. Durch Umschalten der hydraulisch gesteuerten Absperrklappe (8) wird diese Einheit vom Gasstrom getrennt. In umgekehrter Richtung wird Spülluft in den Reingasraum gedrückt und dabei die Filterschicht aufgelockert. Während des Reinigungsvorganges wird der rechenartig ausgebildete Glattstreicherarm (10) durch den Getriebemotor (11) bewegt, wodurch die Schütttschicht vom Staub gereinigt wird. Von der Spülluft wird der weitgehend agglomerierte Staub durch das Tauchrohr in den Vorabscheideraum geführt; er fällt hier bei stark verminderter Geschwindigkeit und scharfer Umlenkung größtenteils aus. Die Spülluft mit dem Reststaub mischt sich anschließend im Rohgaskanal mit dem Rohgas und wird dann in den anderen Einheiten des Filters gereinigt.

24.6.6. Gravel bed filters

The principle of a granular layer of pebbles, also called the gravel bed filter, which predominantly serves the purpose of cleaning liquids, is also presently employed for gas cleaning. This principle found practical application as the so-called twist bed filter, which is a combination of cyclone collector with a gravel bed, generally known under the name gravel bed filter. These filters can also work in conjunction with separate preliminary dust precipitation arrangements.

Gravel bed filters combined with cyclone precipitators, work usually in parallel arrangement of 8–20 equally sized units, with diameters in the range of 1300 to 2800 mm inches. These units are connected by a common raw gas as well as by a common clean gas duct (Fig. 24.9.a and b). The raw gas passes a plenum compartment (1), where the coarse dust particles precipitate by loss of velocity. From here the gas enters the cyclone-type separator (2), where the medium size particles are precipitated, falling down into the lower cone, whence they are discharged either by a double flap valve or by a rotary valve (3). Now the ascending pre-cleaned raw gas enters the vortex tube (4), invading the actual gravel bed filter compartment (5). The raw gas passes the gravel bed (6) from top to bottom, whereby the dust particles are deposited on the surface of the gravel bed as well as in its empty spaces. The cleaned gas passes the clean gas collection compartment (7), from where it is led through the 3-way valve (8) into the clean gas duct (9).

Cleaning a filter unit is performed intermittently by a timer. During the cleaning cycle, the particular unit is cut off from the regular operation by the 3-way valve (8). Then reverse air is blown into the filter, passing it opposite to the flow direction of the raw gas. During the cleaning action the rake stirring device (10) rotates, driven by the gear motor (11); this procedure removes the accumulated dust from the gravel bed. The dust particles are carried by the reverse air through the vortex tube into the cyclone housing, where the decreased flow velocity, as well as deflection, result in settling of the dust particles. The reverse air, still containing a certain amount of fine dust particles mixes with the gas in the raw gas duct, and is then cleaned in the remaining units of the filter.

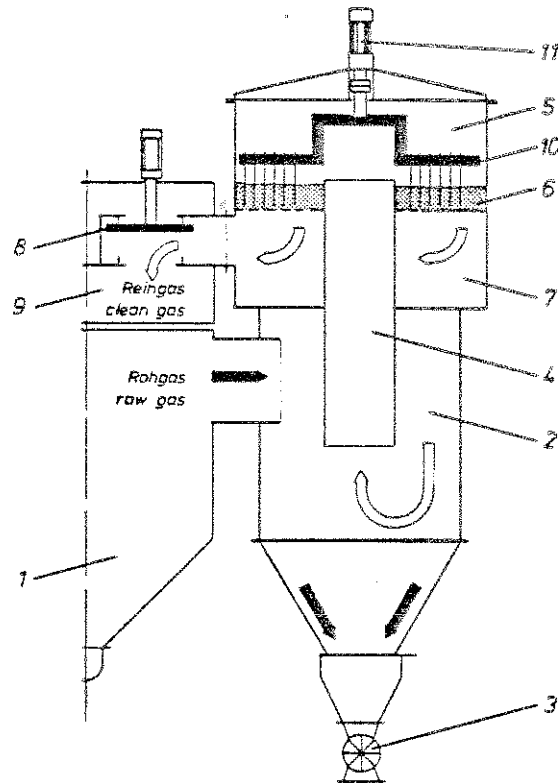


Fig. 24.9.a. Drallschichtfilter — Betriebsphase

Fig. 24.9.a. Gravel bed filter — operating cycle

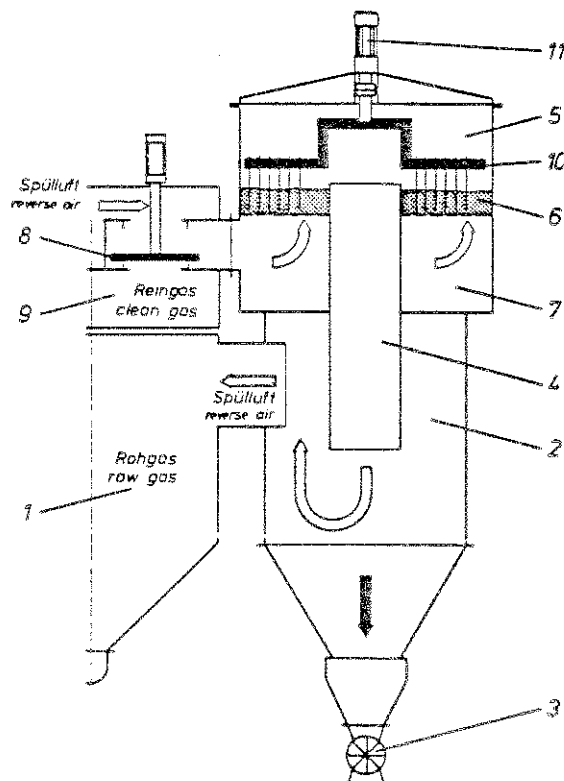


Fig. 24.9.b. Drallschichtfilter — Reinigungsphase

Fig. 24.9.b. Gravel bed filter — cleaning cycle

Zwei parallel geschaltete Schüttschichten übereinander angeordnet, können größere Durchsatzleistungen bewältigen. Bei dieser Konstruktion kann bei verdoppeltem Durchsatz die gleiche Anzahl von Nebeneinrichtungen verwendet werden. Diese Konstruktion ist aus Fig. 24.10. zu ersehen.

Das Filtermedium des Schüttschichtfilters ist absolut verschleißfest, was zu konstanter Abscheideleistung führt. Dieses Filter ist unempfindlich gegen hohe Temperaturen bis zu 500 °C. Dies erübrigt in den meisten Fällen die Kühlung der Gase vor der Filteranlage. Der Wärmehalt der Reingase kann für verschiedene Zwecke genutzt werden, wie z. B. Rohmaterialtrocknung, Beheizung usw.

Durch die Unempfindlichkeit gegen Schwankungen der Ablufttemperatur und des Rohgasstaubgehaltes sowie durch Unabhängigkeit von der Staubkörnung, sind Drallschichtfilter vor allem für die Entstaubung von Klinkerkühlern — besonders solcher mit großer Leistung — geeignet. Außerdem werden sie an Brech- und Mahlanlagen, Trockentrommeln, Drehöfen, Transport- und Verladeanlagen eingesetzt.

Der Wirkungsgrad beträgt bis zu 99.9 %; er kann durch Veränderung der Füllkörperschichten, d. h. im wesentlichen durch Verwendung gröberer oder feineren Materials wechselnden Anforderungen angepaßt werden. Das Baukastensystem der Drallschichtfilter läßt nachträgliche Erweiterungen durch Hinzufügung von Filtereinheiten zu. Der Druckabfall liegt im Mittel bei 150 mm W.S. [305a].

Two parallel working bed filters, arranged one upon the other, serve the throughput of larger gas volumes (see Fig. 24.10.). The design of the gravel bed filter allows to double the gas throughput, with the same amount of auxiliary equipment.

The filter medium of the gravel bed filter is abrasion resistant; this results in a constant efficiency of the filter. This filter is immune to high temperatures up to 500 °C; therefore, in most cases it is not necessary to cool the raw gas before entering the gravel bed filter. The heat content of the cleaned gases can be utilized for various purposes, as e. g. for raw material drying or other heating purposes.

Temperature and volume variations of the raw gas, as well as a change in the particle size distribution of the dust contained in the gas, do not influence the proper functioning of the gravel bed filter. In the cement industry gravel bed filters are applied mainly for dust collection of exhaust air from grate clinker coolers, especially for large size units. They are further employed in the operation of crushers, grinding mills, dryers, kilns, conveying equipment, and in cement shipping operations.

The manufacturer of the gravel bed filter quotes an efficiency of up to 99.9 %. The gravel bed filter can be adapted to various demands by changing the depth of the gravel bed, as well as by changing the particle size of the gravel. The module system of this filter allows the attachment of additional filter units in case of future extensions. The pressure drop amounts to 150 mm W.G. [305a].

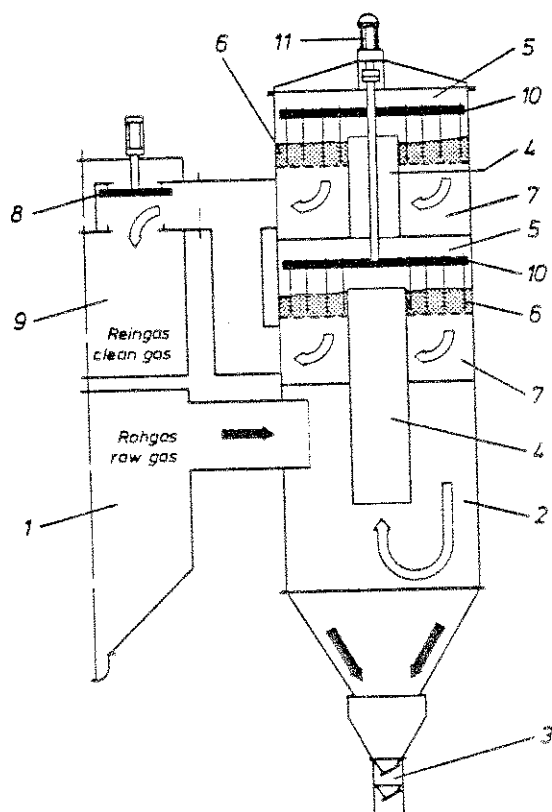


Fig. 24.10. Drallschicht-Filter mit zwei übereinanderliegenden Schüttschichten — Betriebsphase

Fig. 24.10. Double gravel bed filter arranged one upon the other — operating cycle

24.6.7. Elektrofilter

Das Prinzip der Entstaubung mit Elektrofiltern (auch Elektrogasreinigung, EGR, oder elektrostatische Gasreinigung genannt) beruht auf der Ausnutzung des Effektes der Gasionisation in einem starken elektrischen Feld, das durch Sprühelektroden (Koronaentladung, negativ) und durch Niederschlagselektroden (positiv) gebildet wird. Ist die elektrische Spannung zwischen beiden Elektroden genügend hoch (hochgespannter Gleichstrom von etwa 40–80.000 V), dann beginnt die Sprühelektrode, Elektronen zu emittieren und es erfolgt eine Aufladung der die Elektrode umgebenden Gasmoleküle in positive und negative Ionen. Unter dem Einfluß der Feldstärke wandern die negativen Ionen zur geerdeten positiven oder Niederschlagselektrode. Ist das Gas staubhaltig, dann geben die negativen Ionen ihre Ladung an die Staubteilchen ab, die dann auch zur positiven Elektrode wandern, sich dort niederschlagen und neutralisiert werden. Durch Rütteln (Abklopfen) wird der Staub von der Niederschlagselektrode gelöst und fällt in den Staubsammler. Ein geringer Teil der Staubteilchen wird aber auch positiv aufgeladen und schlägt sich an der Sprühelektrode nieder; daher muß auch die Sprühelektrode zwecks Reinigung abgeklopft werden. Es sind somit drei wesentliche Einzelschritte, welche die elektrische Gasreinigung bestimmen: Koronaentladung, Teilchenaufladung und Teilchenabscheidung.

Abhängig vom Zustand des Gases, seiner Temperatur und von der Staubart kommt es vor, daß die Anziehungskraft der Niederschlagselektrode nachläßt und der Wirkungsgrad des E-Entstaubers fällt. Ausschlaggebend ist hier die elektrische Leitfähigkeit des Staubes. Diese soll zwischen der eines guten elektrischen Leiters (Metall) und der eines guten elektrischen Nichtleiters (Porzellan) liegen, jedoch nicht zu nahe den beiden Extremen. Zur Bestimmung dieser Eigenschaft wird das Gegenteil der elektrischen Leitfähigkeit, der elektrische Widerstand benutzt. Für die günstigsten Abscheidebedingungen eines elektrischen Entstaubers soll der elektrische Widerstand der Staubteilchen zwischen 10^4 und 10^{11} cm Ohm liegen. Der elektrische Widerstand der meisten in einer Zementfabrik anfallenden Staubarten liegt innerhalb dieser Grenzen. Staub mit niedrigem elektrischen Widerstand verliert schnell seine elektrische Ladung an der Niederschlagselektrode und gerät nach Umpolung wieder in den Gasstrom zurück.

Mit steigender Temperatur steigt auch der elektrische Widerstand des Staubes; erreicht dieser Werte von 10^{14} cm Ohm, dann haftet ein solcher Staub an der Niederschlagselektrode und bildet eine isolierende Schicht, was den Abscheidegrad bedeutend verschlechtert. In diesem Falle bilden sich an der Niederschlagselektrode Sprühpunkte, wodurch umgekehrte Ionisation erfolgt. Man schafft Abhilfe, indem man die Gase befeuchtet und so die Leitfähigkeit der Staubteilchen erhöht. Anders ausgedrückt kann gesagt werden, daß ein höherer Feuchtigkeitsgehalt des Trägergases den elektrischen Staubwiderstand senkt. Deshalb wird von EGR-Herstellern für die elektrische Entstaubung von Drehofenabgasen

24.6.7. Electric precipitators

The principle of dust collection with electric precipitators (also called electric gas cleaning or electrostatic precipitation) is based on the utilization of the effect of gas ionization in a strong electric field, which is formed by discharge electrodes (corona effect, negative) and by collecting electrodes (positive). With a sufficiently high electrical voltage between the two electrodes (high voltage D.C. of about 40–80,000 V), the discharge electrode begins to emit electrons, resulting in charging the gas molecules surrounding the electrode in positive and negative ions. Under the influence of the strong electric field, the negative ions now migrate to the grounded positive or collecting electrode. If the gas is dust-laden, the negative ions impose their charge onto the dust particles, which then are attracted by the positive electrode, being here precipitated and neutralized. By rapping or vibration, the collected dust is removed from the collecting electrode, dropping into a dust bin. However, a small part of the dust particles will also be charged positively and precipitate on the discharge electrode; therefore, for cleaning, the discharge electrode must also be rapped. Consequently, there are three single procedures which are decisive for electrostatic precipitation. Corona effect, particle charging and particle precipitation.

Depending on the condition of the gas, its temperature, and the nature of the dust, it happens that the attractive force of the collecting electrode slows down, resulting in a lower efficiency of the electric precipitator. In this case the deciding factor is the electrical conductivity of the dust, which should be between that of a good electrical conductor (metal), and that of a good electrical non-conductor (porcelain), however, not too close to either extreme. To define this characteristic, the opposite of the electrical conductivity, the electrical resistance is applied. For the most favorable precipitation conditions of an electrostatic dust collector, the electrical resistance of the dust particles should be between 10^4 and 10^{11} cm Ohm. The electrical resistance of most kinds of dust appearing in a cement plant is within these limits. Dust with a low electrical resistance loses its electrical charge immediately on the collecting electrode, and after reversing polarity, returns into the gas current.

The electrical resistance of the dust increases with increasing temperature; with an electrical dust resistance in the magnitude of 10^{14} cm Ohm, the dust adheres to the collecting electrode, forming an insulating layer, thus considerably deteriorating the rate of precipitation. In this case spark points appear on the collecting electrode, generating reversed ionization. The remedy for this condition is moistening of the gases, to increase the conductivity of the dust particles. In other words it can be said that a higher moisture content of the carrier gas lowers the electrical resistance of the dust. Therefore manufacturers of electrical precipitators recommend a moisture content for rotary kiln exit gases of 15–18 % by volume.

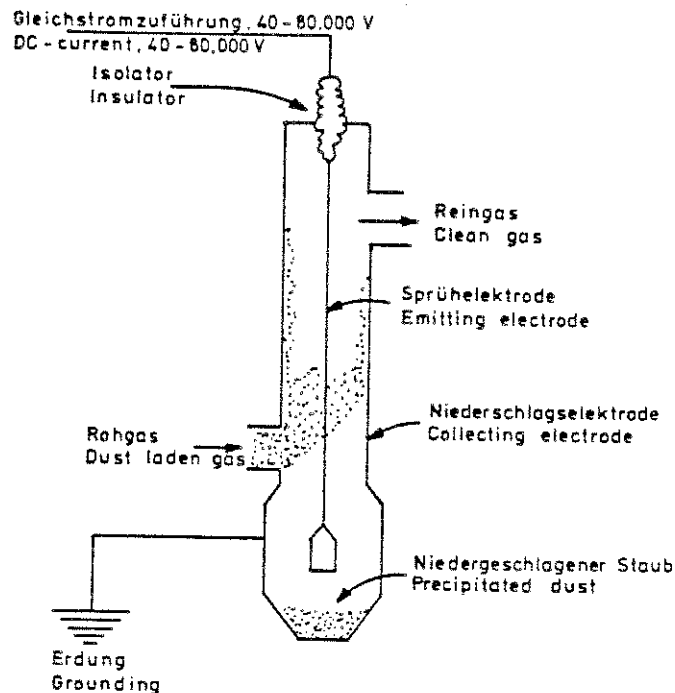


Fig. 24.11. Schematische Darstellung einer elektrischen Entstaubung (Rohrtypus)

Fig. 24.11. Schematic of an electric precipitator (duct-type)

ein Feuchtigkeitsgehalt von 15–18 Vol. % empfohlen. Dies macht die Anwendung von Wasser-Sprühtürmen oder Verdampfungskühlern notwendig, was die Investitions- und Betriebskosten erhöht. Dagegen erreichen Elektrofilter für Klinkerkühlerabluft die beste Abscheidung mit einer Abluftfeuchtigkeit von nur 2,5–3,5 Vol. % [306]. Liegt die Gastemperatur nahe dem Taupunkt, dann ist der Einfluß der Feuchtigkeit wirksamer, was einen besseren Abscheidegrad zur Folge hat.

This necessitates the application of spray towers or evaporative coolers, which increases the investment and operating costs. Electric precipitators for clinker cooler vent air on the other hand, show the highest efficiency with a vent air moisture of only 2.5–3.5 % by volume [306]. With a gas temperature close to the dew point, the influence of the moisture is more effective; this results in a better degree of precipitation.

Fig. 24.11. zeigt schematisch das Arbeitsprinzip eines elektrischen Entstaubers.

Fig. 24.11. shows the working principle of an electric precipitator.

Es gibt zwei grundsätzliche Typen von elektrischen Entstaubern und zwar:

There are two fundamental types of electric precipitators:

- a. Röhrententstauber
- b. Plattententstauber

- a. Duct type precipitator
- b. Plate type precipitator

Der Röhrententstauber ist in Fig. 24.11. dargestellt und dient hauptsächlich zur Entstaubung von nassen Gas-suspensionen. Um den abgeschiedenen Staub im Herstellungsverfahren verwerten zu können, wird in der Zementindustrie nur trockene elektrische Entstaubung angewendet; für diesen Zweck dient der Typus des elektrischen Plattententstaubers (siehe Fig. 24.12).

The duct type precipitator is shown in Fig. 24.11., and serves mainly for cleaning of gaseous suspensions. To reprocess the precipitated dust in the manufacturing procedure, the cement industry employs only dry electrical precipitation; for this purpose, the plate type electric precipitator is in use (see Fig. 24.12).

Im Elektrofilter erfolgt neben der Abscheidung durch die Wirkung des elektrischen Feldes, auch Abscheidung eines gewissen Anteiles der Staubteilchen durch Einwirkung der Schwerkraft sowie Abscheidung durch Umlenkung und Aufprall. Auch bei Ausschaltung bzw. Ausfall des elektrischen Stromes arbeitet der elektrische Abscheider als Staubabsatz-

In addition to precipitation by action of the electrical field, there is in the electrical dust collector also precipitation of a certain quantity of dust particles by action of gravity as well as precipitation by change of direction and by impact. When eliminating the energy supply or during blackouts, the electrical precipitator works as a dust settling chamber with col-

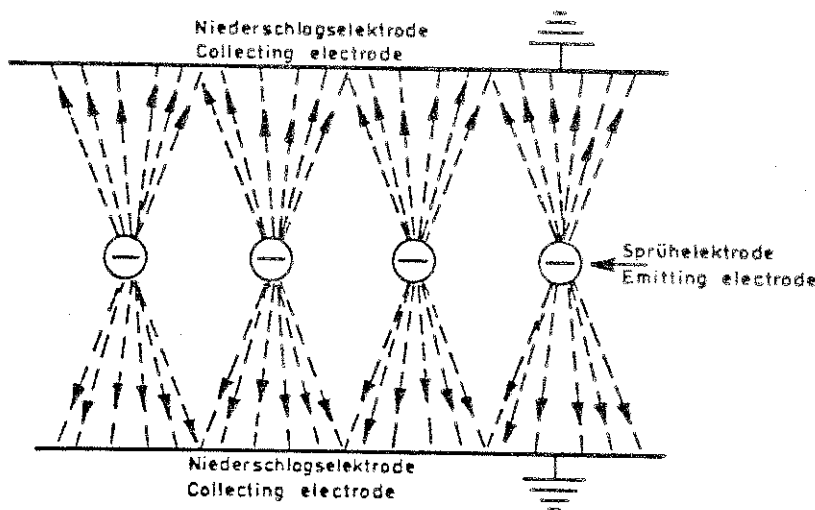


Fig. 24.12. Schematische Darstellung einer elektrischen Entstaubung (Plattentypus)

Fig. 24.12. Schematic of an electric precipitator (plate-type)

kammer mit Abscheidegraden von etwa 30–70 %. Deshalb sind auch bei instabilen elektrischen Verhältnissen Abscheidegrade von 95 % erreichbar. Wegen des hohen mechanischen Abscheidegrades von 85–90 % ist die Kombination des Elektrofilters mit einem Vorabscheider in vielen Fällen überflüssig; bei höherer Staubkonzentration wird jedoch ein Vorabscheider zur Erreichung eines besseren Abscheidegrades notwendig sein.

Für den Betrieb des Elektrofilters spielen sowohl die Eigenschaften des Staubes als auch die des Trägergases eine wesentliche Rolle. Die Geschwindigkeit, mit welcher der Staub von den Niederschlagselektroden angezogen wird (Wanderungsgeschwindigkeit), ist für den Abscheidegrad sehr wichtig und hängt vom Sprühstrom, von der elektrischen Feldstärke, der Staubkorngröße und von der Gaszähigkeit ab.

Mit steigender Temperatur steigt auch der elektrische Staubwiderstand, der bei 200–250 °C sein Maximum erreicht. Wird jedoch diese Temperatur überschritten, dann beginnt der elektrische Staubwiderstand zu fallen. Bei einem elektrischen Staubwiderstand bis $10^{11} \cdot \text{cm Ohm}$ kann mit normalem Filterbetrieb gerechnet werden. Liegt der elektrische Staubwiderstand höher, etwa bei $10^{14} \cdot \text{cm Ohm}$, so wirkt der Staub als isolierende Schicht, was die Abscheideleistung sehr beeinträchtigt. In manchen Fällen wirkt sich bereits eine Temperaturänderung von 10–20 grd C auf die Abscheideleistung entscheidend aus.

Alle Schwierigkeiten, die aus den veränderlichen Staub- und Gaseigenschaften resultieren, tragen dazu bei, daß ein Elektrofilter im Dauerbetrieb nur mit großem Aufwand die hohen Anforderungen erfüllen kann, die gegenwärtig an die Zementindustrie betreffend die Reinhaltung der Luft gestellt werden [307].

Vergleicht man jedoch Elektrofilter mit anderen Entstaubern, so sieht man, daß diese mit einem sehr günstigen Druckabfall von nur 15–20 mm W.S. arbeiten. Ebenso ist der spezifische Arbeitsbedarf von Elektro-

lection efficiencies of about 30–70 %. Therefore, collection efficiencies of about 95 % are attainable, even under unstable electric conditions. Because of the high mechanical collection efficiency of 85–90 %, a combination of an electric precipitator with a primary dust collector will be in many cases unnecessary; however, with higher dust concentration the use of a primary collector can considerably improve collection efficiency.

The characteristics of the dust and carrier gas are of great importance for the operation of an electric filter. The velocity with which the dust is attracted by the collecting electrodes (traveling velocity) is of importance for the collection efficiency, and depends on the corona voltage, the intensity of the electric field, the dust particle size, and on the viscosity of the gas.

The electrical dust resistance increases with increasing temperature, and reaches its maximum at 200–250 °C. However, above this temperature, the electrical dust resistance starts to decrease. Regular precipitator operation can be attained with electrical dust resistance up to $10^{11} \cdot \text{cm Ohm}$. With an electrical dust resistance higher than that, for example about $10^{14} \cdot \text{cm Ohm}$, the dust acts as an insulating layer, which impairs the collection efficiency. In some cases, a temperature change of about 10–20 °C has a decisive influence on the collection efficiency.

All difficulties resulting from the varying dust and gas properties contribute to the fact that continuous functioning of an electric precipitator can be attained only with costly operating outlay to satisfy the rigid requirements concerning clean air now imposed upon the cement industry.

However, when comparing electric precipitators with other dust collectors it can be seen that electric precipitators operate with a very favorable pressure drop of only 15–20 mm W.G. Also the specific power

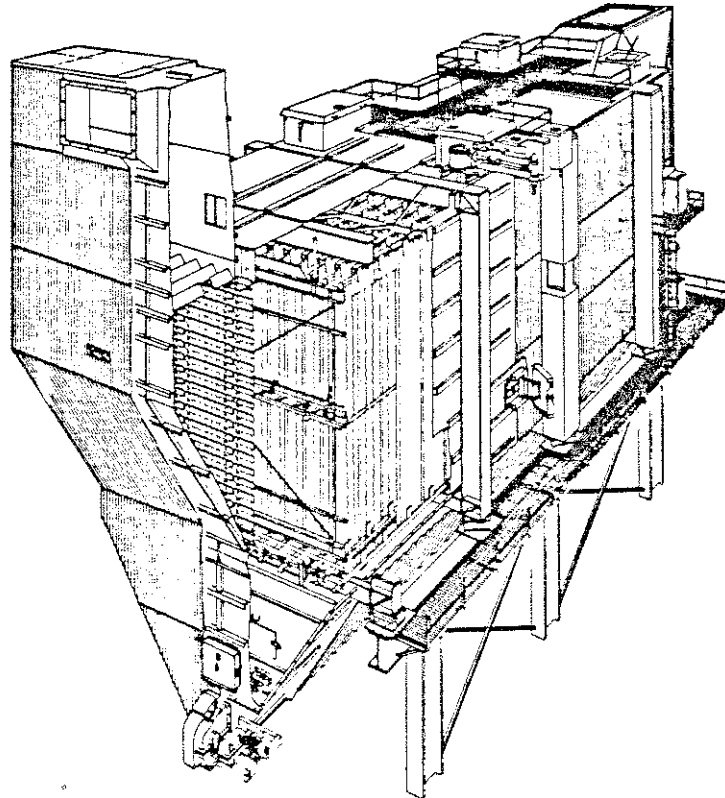


Fig. 24.13. Elektrostatischer Gasreiniger für eine Drehofen-anlage (F. L. Smidth)

Fig. 24.13. Electrostatic dust precipitator for rotary kiln exit gases (F. L. Smidth)

filtern sehr niedrig; er liegt im Bereich von etwa 0.2–0.3 kWh/1000 m³ Gas, oder rund 0.65 kWh/t Klinker. Unter günstigen Umständen werden Abscheidegrade von 99.75 % erreicht. Die in Prozenten angegebenen Abscheidegrade ergeben jedoch kein Bild der Emissionsgrenzwerte, die in den Umweltschutzbestimmungen festgelegt sind. Diese Emissionsgrenzwerte sind meistens in mg/Nm³ ausgedrückt.

Fig. 24.13. zeigt ein partielles Schnittbild und die Ansicht einer elektrostatischen Drehofen-Entstaubungsanlage, hergestellt von der Firma F. L. Smidth, Kopenhagen.

input is very low; it is in the range of 0.2–0.3 kWh/1000 m³ of gas or roughly 0.65 kWh/t of clinker. Under favorable conditions, collection efficiencies of up to 99.75 % can be attained. However, a collection efficiency expressed in percent is not relevant as a dust emission figure, which satisfies the pollution standards. These emission limits are mostly quoted in mg/st.m³.

Fig. 24.13. shows a partial cross-section as well as a view of an electrostatic precipitator for a rotary kiln, manufactured by the F. L. Smidth Co., Copenhagen.

24.6.8. Elektrofilter mit Verdampfungskühler

Die bei der Zementherstellung anfallenden Stäube haben einen hohen spezifischen elektrischen Widerstand, der bis etwa 10¹⁴ Ohm · cm ansteigen kann. Fig. 24.14. zeigt eine von der Firma F. L. Smidth durchgeführte Aufstellung von elektrischen Widerständen von Stäuben aus verschiedenen Zementherstellungsverfahren.

Es ist schwierig, Staub mit hohem elektrischen Widerstand von den Niederschlagselektroden zu entfernen; dies kann, in Verbindung mit einem niedrigen Taupunkt und ungünstiger Abgastemperatur, oft zu

24.6.8. Electrostatic precipitators with gas conditioning tower

Dust particles emitted during different manufacturing processes have a specific electric resistivity, which can be as high as 10¹⁴ ohm · cm. Fig. 24.12. shows a record, elaborated by the F. L. Smidth Co. of electrical resistivity of dust particles, generated by various cement manufacturing processes.

High resistivity dust is difficult to remove from the collecting electrodes, and often, it may cause a detrimental operating condition known as return throw of sparks or as "back ionization". This condition is

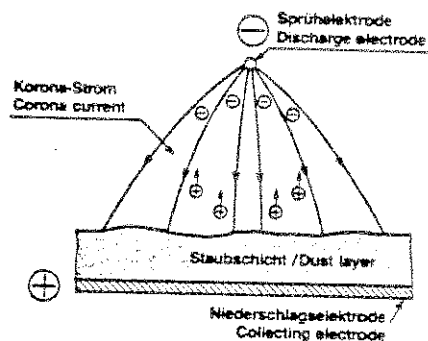
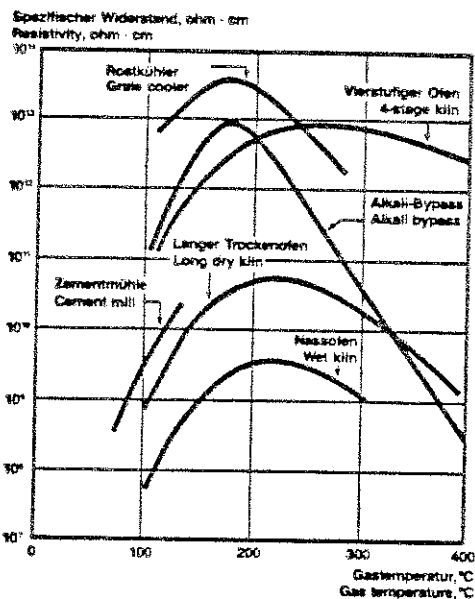


Fig. 24.15. Niederschlagselektrode mit abgelagerter Staubschicht — Rücksprühungsphänomen

Fig. 24.15. Collecting electrode with dust layer — Back ionization phenomenon

Fig. 24.14. Elektrischer Widerstand von Zementstaub aus verschiedenen Herstellungsverfahren

Fig. 24.14. Electrical resistivity of cement dust from various manufacturing processes

einer schädlichen Betriebsbedingung, der sogenannten Rücksprühung, führen. Fig. 24.15. (FLS) zeigt eine Niederschlagselektrode mit einer abgelagerten Staubschicht. Der spezifische Widerstand des Staubes wird deshalb für einen der wichtigsten Betriebsparameter gehalten.

Erfahrungsgemäß erzielt der Elektrofilter seine besten Abscheidewerte in einem Bereich spezifischer Staubwiderstände von 10^4 bis 10^{11} Ohm · cm.

Durch Einsprühen von Wasser in den Verdampfungskühler läßt sich der Staubwiderstand um mehrere 10-er Potenzen herabsetzen und somit die Leitfähigkeit im Elektrofilter wesentlich verbessern. Die Größe des Verdampfungskühlers wird bestimmt vom Gasvolumen sowie von der Gasein- und Austrittstemperatur. Der wichtigste Parameter ist die spezifische Verdampfungszahl. Fig. 24.16. zeigt ein von der Firma KHD Humboldt Wedag AG aufgestelltes Diagramm von spezifischen Verdampfungszahlen ($\text{kg H}_2\text{O}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$) für Kühlung von Abgasen im Verdampfungskühlturm für verschiedene Ein- und Austrittstemperaturen. Sie liegt z. B. bei einer Gaskühlung von 350 auf 150°C bei $16-22 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^3$ und von 450 auf 150°C bei $24-28 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^3$; „ m^3 “ bezieht sich hierbei auf den effektiven Verdampfungsraum des Kühlers.

Die Anordnung des Verdampfungskühlers in einem Zementwerk mit Vorkalzierungssystem richtet sich nach dem eingebauten Rohmaterial-Mahlsystem.

Bei einer Walzenschüsselmühle wird der Verdampfungskühler zweckmäßigerweise vor dem Ofenabgasgebläse installiert, weil bei zu geringer Rohmaterialfeuchte nicht der gesamte Wärmeinhalt der heißen Ofenabgase zur Rohmaterialtrocknung benötigt wird.

generated in connection with a low dew point and a detrimental gas temperature. Fig. 24.15. (FLS) shows a collecting electrode with a deposited dust layer. Therefore, dust resistivity is considered as one of the most important operating parameters.

From experience it is known that the electrostatic precipitator attains its highest collecting efficiency at a resistivity of the dust particles between 10^4 and 10^{11} ohm · cm.

This resistivity can be reduced by several factors of the 10^{th} power through water injection into the evaporative cooling tower which considerably improves the conductivity within the electric precipitator. The size of such conditioning tower is determined by the gas volume, and by the gas temperature at the entry and exit. Here, the most important parameter is the specific number of evaporation. Fig. 24.16. shows a diagram of specific evaporation numbers ($\text{kg H}_2\text{O}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$) for cooling of exit gases in an evaporative cooling tower for various entry and exit gas temperatures; this diagram is a compilation of the KHD Humboldt Wedag Co. For example, it lays between $16-22 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^3$ for gas cooling from 350 down to 150°C , and between $24-28 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^3$ for cooling from 450 down to 150°C ; „ m^3 “ refers to the effective space for evaporation within the cooling tower.

The arrangement of the conditioning tower in a cement plant using the precalcining process is determined by the type of the raw grinding system.

If a roller mill is installed, the cooling tower should be located, for practical reasons, in front of the kiln ID-fan, because at low moisture of the raw material the total heat content of the exhaust gases is not needed but the total gas volume for material trans-

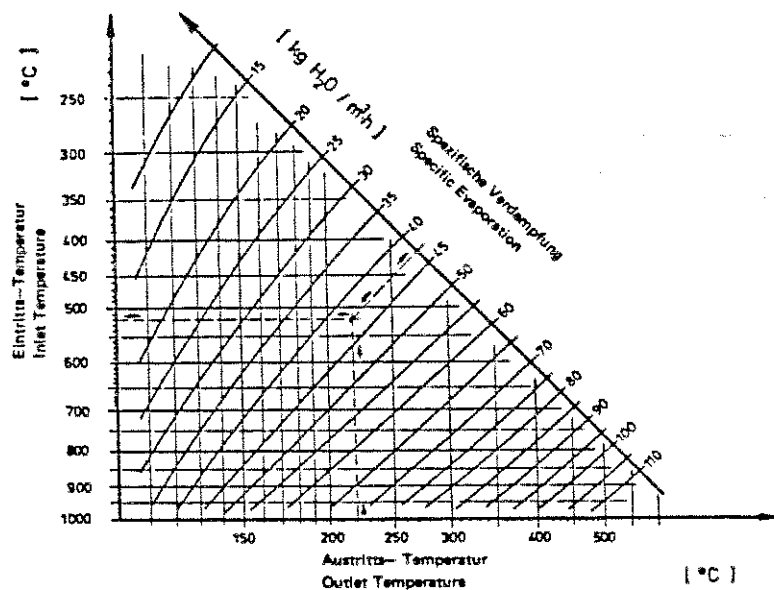


Fig. 24.16. Spezifische Verdampfung im Kühlturm

Fig. 24.16. Specific evaporation inside a cooling tower

andererseits aber der gesamte Gasstrom für den Materialtransport erforderlich ist. Bei Stillstand der Walzenschüsselmühle, d. h. bei einem Betrieb ohne Abgasverwertung, erfolgt die Konditionierung der Abgase nur im Verdampfungskühler.

Sind in der Anlage zur Rohmaterialvermahlung und Trocknung Rohrmühlen eingebaut, dann ist der Verdampfungskühler parallel zur Mahlanlage installiert. Im Teilgasbetrieb können dann zur Abgasverwertung auch kleinere Volumenströme noch ausreichend gekühlt und konditioniert werden; siehe Fig. 24.17. (KHD Humboldt Wedag AG).

Die im Verdampfungskühler eingebauten Düsen haben einen Regelbereich von 1 : 10. Die Regelung der Wassermenge erfolgt stufenlos mittels Motorregelventil in der Rücklaufleitung. Der im Sprühturm

portation is necessary. If the roller mill is not in operation, i. e. when operating without utilization of the exit gas, the total gas conditioning takes place in the evaporative cooler.

If for drying-grinding purposes a ball mill is installed, then the conditioning tower is placed parallel to the grinding system. This partial gas operation allows the conditioning of small gas volumes since in this case the total gas volume is not needed for drying purposes; see Fig. 24.17. (KHD Humboldt Wedag AG).

The water injector nozzles of the conditioning tower have a turn down ratio of 1 : 10, and the volume control is stepless using a motor operated control valve in the return line. The dust precipitated inside the

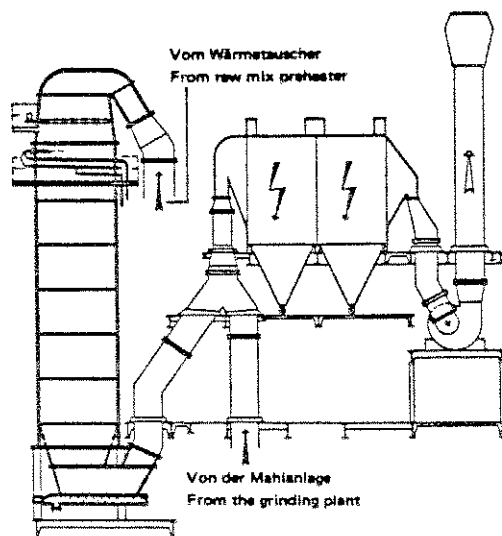


Fig. 24.17. E-Filteranlage mit im Gleichstrom arbeitendem Verdampfungskühler

Fig. 24.17. E-Precipitator working co-currently with an evaporative cooler

24.6. Arten von Entstaubern

fallende Staub wird über eine Paddelschnecke ausgetragen. Als Luftabschluß dient je nach Unterdruckverhältnissen eine Doppelpendelklappe oder ein selbstreinigendes Zellenrad.

Bei Vorschaltung eines Verdampfungskühlers zur Konditionierung der Abgase arbeiten Elektrofilter mit höheren Strom- und Spannungswerten, so daß höhere Abscheideergebnisse erzielt werden [308–317].

24.6. Types of dust collectors

spray tower is extracted by a paddle screw conveyor. Depending on the negative pressure conditions, a double flap gate or a self-cleaning rotary valve is installed as an air lock.

When using a gas conditioning tower, the efficiency of the electrostatic precipitator is increased due to higher voltage and ampere levels [308–317].

Literaturverzeichnis

References

- [1] Sprung, S.: Das Verhalten des Schwefels beim Brennen von Zementklinker. Schriftenreihe der Zement-Industrie, Heft 31/1964, Beton-Verlag GmbH, Düsseldorf.
- [2] Eckel, E. C.: Limes and Plastics, J. Wiley, Publisher, New York 1922
- [3] Kühl, H.: Zement-Chemie, Verlag Technik, Berlin 1952
- [4] Nurse, R. W.: Journal of Applied Chemistry 2, 1952, p. 708 - 716
- [5] Rosa, J.: Compilation of Cement Raw Material Components, Stavivo, Prague, 10, 1952, p. 264 - 269
- [5a] Charisius, K.: Laboratoriumsbuch für die Zementindustrie, W. Knapp, Halle (Saale), 1943, p. 53
- [6] Industrial Minerals and Rocks, Published by American Institute of Metal and Mining Engineers, New York, 1949, p. 207
- [7] Grim, R. E.: Clay Mineralogy, McGraw-Hill, New York, 1953, p. 311
- [7a] Locher, F. W./Sprung, S./Opitz, D.: Reaktionen im Bereich der Ofengase — Kreisläufe flüchtiger Stoffe, Ansätze, Beseitigen von Ringen. Zement-Kalk-Gips 25, 1972, p. 1 - 12;
Verfahrenstechnik der Herstellung von Zement, VDZ-Kongreß 71, Bauverlag GmbH, Wiesbaden, Berlin 1972, p. 149 - 160
- [7b] Zement-Taschenbuch 1976/77, Bauverlag, Wiesbaden
- [7c] DIN 1164
- [7d] Alkali-Aggregate Reaction, Symposium Papers, The Building Research Institute, Reykjavik, Iceland, Aug. 1975
- [7e] Industrial International Data Base, The Cement Industry, North Atlantic Treaty Organization YCCMS-46 Oak Ridge, Tennessee, USA, Sept. 1976
- [7f] Energy Conservation Potential in the Cement Industry, Federal Energy Administration, Washington, D.C., June 1975
- [8] Novy, L.: Stavivo, Prague, No. 4, 1967, p. 16
- [9] Metzger, A.: in Kühl, H.: Zement-Chemie, Verlag Technik, Berlin 1952, p. 269
- [10] Jerszow, L. D.: Principles of crystal chemistry applied to the manufacture of high early strength Portland cements of special properties, Cement-Wapno-Gips, (Warsaw), No. 12, 1967, p. 353 - 355
- [11] Jerszow, L. D.: Ukr. Chim. Jour., USSR Acad. Sc. Vol. XXI, 1965
- [12] Craddock, Q. L.: Cement Chemists' and Work Managers' Handbook, Concrete Publications, London 1962, p. 73
- [12a] Trojer, F.: Der gegenwärtige Stand des Phasenaufbaues der Portlandzementklinker. Zement-Kalk-Gips 19 (1966), p. 207 - 215
- [12b] Tennstedt, H. J.: VI Internationaler Kongreß über Zementchemie: Zusammensetzung und Eigenschaften des Zementklinkers. Zement-Kalk-Gips 28 (1975), p. 190 - 191
- [12c] Salge, H. und Thormann, P.: Über den Einfluß von P_2O_5 auf die Konstitution von Portlandzementklinker. Zement-Kalk-Gips 26 (1973), p. 532 - 539
- [13] Bogue, R. H.: The Chemistry of Portland Cement, New York, 1955
- [14] ASTM Designation: C 150-70, Standard Specification for Portland Cement, Published by the American Society for Testing Materials, Philadelphia, Pa. USA
- [15] Petzold, A.: Chemie und Technologie der Bindemittel, Freiberg/Sa. 1960, p. 46 - 52
- [16] Barta, R.: Chemie a Technologie Cementu, Prague 1961, p. 332 - 346
- [17] Brown, L. S.: Microscopical Studies of Clinker, Journ. Amer. Concrete Inst. 19, 1948, p. 877
- [18] Nagierova, E. I. et al.: Cement (USSR) 5, 1952
- [18a] Locher, F. W.: Berechnung der Klinkerphasen. Zement-Kalk-Gips 12 (1961), p. 573 - 580
- [19] Ahrends, L. Cieslinski, W.: Technologia Cementu, Warsaw 1956
- [20] Jung, W. N., Butt, J. M.: Technologia V. V., Moscow 1952
- [21] Spohn, E. et al.: Eine verfeinerte Kalkstandardformel, Zement-Kalk-Gips 2, 1969, p. 55 - 60
- [22] Capek, Z.: Vyroba Portl. Cementu, Prague 1953, p. 104
- [23] British Standards 12. 1370, 4027, 1958, 1960, 1962, 1966
- [24] Okorokov, S. D.: Technologia Viashuschich Vieshtchestv, Moscow 1952
- [25] Ognianova, E. Z.: Spravocznik po Proizvodstvu Cementa, Moscow 1963, p. 729 - 740
- [26] Vera, A.: Calculation of Raw Mixes, Rock Products 8, 1945, p. 109
- [27] Czernin, W.: Schweitzer Archiv 19, 1953, p. 192 - 197
- [28] Kallauner, O.: Portlandsky Cement, Prague 1952, p. 88
- [28a] Schubert, H.: Aufbereitung fester mineralischer Baustoffe, Leipzig 1968
- [29] Mittag, C.: Die Hartzerkleinerung, Berlin 1953
- [30] Allis-Chalmers, Milwaukee, Wisconsin, Bulletin 46 B 2682
- [31] Mölling, H. A.: Gesichtspunkte für den Entwurf von Doppelkniehebel-Backenbrechern, System Blake, Teil 2, Aufbereitungs-Technik 4, 1968, p. 152
- [32] Bond, F. C.: Comminution Exposure Constant by the Third Theory, Transactions AIME, Mining Engineering 12, 1957
- [33] Gornyj Zurnal (Moscow) 8, 1967, p. 41 - 43
- [34] Bath Iron Works, Pennsylvania Crusher Division, Bulletin 25 M 466
- [35] Zoethout, G.: Neu entwickelte Elektroden für Hartpanzerung von Verschleißstellen und Anwandungsbeispiele aus der Industrie der Steine und Erden. Aufbereitungs-Technik 10, 1966, p. 632
- [36] Boganov, A. I.: Mechanicheskoe Oborudirovanie Cementnich Zavodov, Moscow 1955
- [37] Erhardt, H.: Overload Safety Devices of Crushers, Symposium on Size Reduction Verlag Chemie, Weinheim (Germany), 1962, p. 272 - 282
- [38] Giesking, D. H.: Jaw Crusher Capacities (Blake Type), Mining Transactions, Vol. 184, p. 239 - 246
- [39] Ahrends, L. Cieslinski, W.: Technologia Cementu, Warsaw 1956
- [40] Fuller Company, Bethlehem, Pa., Bulletin TCB-4 5M 4 - 69
- [41] Boganov, A. I.: Mechan. Oborud. Cement. Zavodov, Moscow 1955

- [41a] Niewiadomski, S.: Machinery and Equipment of the Chemical Industry, Warsaw 1955, State's Technical Publications
- [42] Allis-Chalmers, Milwaukee, Wisconsin, Bulletin 17 B 7870 A
- [43] Boganov, A. I.: Mechan. Oborud. Cement. Zavodov, Moscow 1955
- [44] Lurje, J. S.: Portlandsky Cement, Prague 1963
- [45] Traylor Engineering and Manuf. Co., Division of Fuller Company, Allentown, Pa. Bulletin 6637
- [46] Lurje, J. S.: Portlandsky Cement, Prague 1963
- [47] Peter, H.: Verschleiß an Zerkleinerungsmaschinen, Aufbereitungs-Technik 8, 1966, p. 505–509
- [47a] Sobolewski, S.: Crushers, Design and Applications, Katowice 1957
- [47b] Bussmeyer, H.: Wärmewirtschaft in der Zementindustrie, Dresden und Leipzig 1931, p. 51–58
- [47c] Rumpf, H.: Kriterien zur Beurteilung von Zerkleinerungsaufgaben, Zement-Kalk-Gips 8, 1966, p. 343–353
- [47d] Priemer, J.: Untersuchungen zur Prallzerkleinerung von Einzelteilchen, Fortschrittsberichte, VDI-Zeitschrift, Reihe 3, Nr. 5
- [47e] Ratburn, D. R., Mok, J. K.: American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Denver, Col., Febr. 1970
- [47f] Kitschen, L.: Neuere Erfahrungen mit Trockenmahlanlagen für Eisenerze als Vorbereitung zur Pelletisierung, Aufbereitungs-Technik 6, 1972, p. 360
- [47g] Schneider, H., Zeisel, H. G.: Der Einfluß der Vorzerkleinerung auf die Mahlung von Zementrohmaterial in der Röhrmühle — Effect of primary crushing upon cement raw material grinding, Zement-Kalk-Gips 11, 1971, p. 503–505
- [47h] Jäger, H., Ulrich, W.: Betrachtung über die Vermahlung von Eisenerzen im Trockenverfahren, Aufbereitungs-Technik 11, 1968, p. 541
- [47i] Schmidt, H.: Die Prallzerkleinerung 1. Teil: Grundlagen der Konstruktion eines Hartgestein-Prallbrechers — Size reduction by impact, part 1: Design fundamentals of hard rock impact crusher, Aufbereitungs-Technik 10/1975, p. 538–546
- [47j] Erhardt, H.: Die Prallzerkleinerung — Betrachtungen über Wirkungsweise und Auslegung von Prallbrechern — Size reduction by impact — Considerations about performance and sizing of impact crushers, Aufbereitungs-Technik 10, 11/1962, p. 437–447, 479–490
- [47k] Der Mechanismus der Prallzerkleinerung — The mechanism of size reduction by impact, Forschungsberichte des Landes NRW Nr. 1059Y/1962
- [47l] Modellversuche über Verschleiß bei der Druck- und Prallzerkleinerung — Model tests about the wear at size reduction by compression and impact, Bergbau-Archiv 1961, p. 63–90
- [47m] Wahl, M., Kantenwein, G., Rzepka, L.: Hartzerkleinerung und Verschleiß — Size reduction and wear, Aufbereitungs-Technik 2, 3/1963, p. 47–58, 91–111
- [48] Sullivan, J. D.: Passage of Solid Particles Through Rotary Cylindrical Kilns, US-Bureau of Mines, Technical Paper No. 384, 1927
- [48a] Schott, E.: Praktische Untersuchungen an verschiedenen Ofensystemen sowie an Mahlanlagen, Zement-Kalk-Gips 3, 1954, p. 69–77
- [48b] Fuller Co., Bethlehem, Pa.: written communication of Nov. 16, 1982
- [48c] Feige, F.: Technische Konzeption des VEB Eichsfelder Zementwerks Deuna — Technical conception of the nationalized cement plant, Eichsfeld Deuna, Silikatechnik 27, 1976, Vol. 7, p. 219–223
- [48d] Schroth, G. A., Atlanta, Georgia: written communication of Nov. 1982
- [48e] Liebler, W.: Erfahrungen mit einer Hochofenzement-Mahlanlage mit Steigrohrrockner, Zement-Kalk-Gips 9, 1980, p. 452–455
- [49] Drosihn, U.: Das neue Klinkerwerk im Werk Amöneburg, Zement-Kalk-Gips 10, 1970, p. 449
- [50] Jipp, R.: Das Pralltrocknungsverfahren und seine Anwendung in der Industrie der Steine und Erden, Zement-Kalk-Gips 10, 1957, p. 465
- [50a] Rockwood, N. C.: Grinding in the Cement Industry, Rock Products 1, 1938, p. 60, Maclean-Hunter Publication, Chicago
- [51] Lewenson, L. B., Prejgerson, G. L.: Droblenie i Grochoczenie / Comminution and Classifying of Minerals, Gostoptichizdat, Moscow
- [52] Joisel, A.: Fractures in Brittle Materials Resulting from Size Reduction, Symposium on Size Reduction, Verlag Chemie, Weinheim (Germany) 1962, p. 49
- [53] Barta, R.: Chemie a Technologie Cementu, Prague 1961, p. 359
- [53a] Anselm, W.: Füllungsgrad von Röhrmühlen, Öfen, Kühlern usw., Zement-Kalk-Gips 2, 1949, p. 223
- [54] Mittag, C.: Die Hartzerkleinerung, Berlin 1952, p. 221
- [54a] Bernutat, P.: Der Verschleiß von Mahlkörpern und Mantelplatten, Zement-Kalk-Gips 9, 1964, p. 397–400
- [55] Barta, R.: Chemie a Technologie Cementu, Prague 1961
- [56] Dersnah, W. R.: Ball Coating and Grinding Aids, Portland Cement Association, Report MP-80, p. 17, Chicago, Illinois, 1956
- [57] Loveland, R. A.: Relation of Ball Load to Clinker Charge in Grinding Mills, Rock Products 10, 1952, p. 96
- [58] Mardulier, F. J.: Balance — Key to Mill/Separator Operations, IV. Annual Cement Industry Oper. Seminar, Chicago 1968, p. 66–78
- [58a] Scherer, W.: Antriebsprobleme bei Schwerkraftmühlen, Zement-Kalk-Gips 7, 1954, p. 349
- [59] Tonry, R. J.: A New Look at Particles in Raw Mixes, Portland Cement Association, Research Report M-173, p. 1–25, Chicago, Illinois 1962
- [60] Bond, F. C.: Grinding Ball Size Selection, Mining Engineering 5, 1958
- [61] Börner, H.: Mahlkörperzusammensetzung in Röhrmühlen der Zement- und Kalkindustrie, Zement-Kalk-Gips 8, 1965, p. 420
- [61a] Kassatkin, A. G.: Osnownyje Processy i Aparaty Chimizskoy Technologii, Leningrad 1950
- [61b] Papadakis, M.: Recherches sur la Broyabilité de la Matière, Revue des Matériaux de Construction 1957, No. 500, p. 131–139
- [62] Taggart, A. F.: Handbook of Mineral Dressing, New York 1948, p. 6–16
- [63] Starke, H. R.: Rock Products 6, 1935, p. 40–46
- [64] Slegten, J.: Betrachtungen über Mahlkörper und Panzerungen, Zement-Kalk-Gips 11, 1964, p. 503
- [65] Cieslinski, W.: Satellite Mills, Cement-Wapno-Gips, Warsaw 1971, p. 33, 72, 97, 220
- [66] Nieginski, M. S.: Osnovy Projektirovaniya Cementnich Zavodov, Moscow
- [67] Jacob, K.: Kapazitäts-Meßzahlen für Röhrmühlen, Silikatechnik 14, 1963, p. 45–48
- [68] Denver Equipment Co., Denver, Colo., Bulletin No. B2-B34

- The Colorado Fuel and Iron Corp., Bulletin M-161
- [69a] Bond, F. C.: Crushing and Grinding Calculations, Allis-Chalmers Manufacturing Company, Milwaukee, Wisconsin 1961, Bulletin 07R 9235 B, p. 5
- [69b] Labahn/Kaminsky: Ratgeber für Zementingenieure, 4. Auflage, Bauverlag, Wiesbaden 1970, p. 138
- [70] Matouschek, F.: Verschleiß von Mantelplatten in Rohrmühlen, Zement-Kalk-Gips 9, 1960, p. 394
- [71] Peters, K.: Mechanochemische Reaktionen, Symposium on Size Reduction, Verlag Chemie, Weinheim (Germany) 1962, p. 78–98
- [72] Beke, B., Opoczky, L.: Strukturänderungen bei der Klinkervermahlung zu extremen Feinheiten, Zement-Kalk-Gips 6, 1967, p. 267
- [73] Wesner, A. L., et al.: Study of Grinding Ball Wear Employing a Radioactive Tracer Technique, American Institute of Mining Engineers Transactions (Mining), Vol 217, 1960
- [74] Coates Steel Products Co., Greenville, Illinois, Bulletin
- [75] Nickel, O.: Der verschleißfeste Werkstoff Ni-Hard in der Hartzerkleinerung, Aufbereitungs-Technik 9, 1960, p. 371–384
- [76] Engineering Properties of Ni-Hard, Bulletin, The International Nickel Co., 67 Wall Street, New York, N.Y.
- [77] Peter, H.: Verschleiß an Zerkleinerungsmaschinen, Aufbereitungs-Technik 8, 1966, p. 505–509
- [78] Verein Deutscher Zementwerke, Tätigkeitsbericht, Düsseldorf 1962
- [78a] Drosihn, U.: Verschleiß in Rohrmühlen, Zement-Kalk-Gips 12, 1972, p. 571–574
- [79] Drosihn, U.: Die Verschleißprobleme der Rohrmühlen, Zement-Kalk-Gips 8, 1961, p. 325–338
- [80] Surmann, W.: Rohrmühlen und Mahltechnik, Zement-Kalk-Gips 3, 1962, p. 89
- [80a] Manz, R.: Experimentelle Untersuchung des Schlupfes der Mahlkörperfüllung in Kugelmühlen — Third European Symposium on Comminution, Cannes, 5–8. 10. 1971, Preprints p. 649–676
- [80b] Hukki, R. T.: Grinding at Supercritical Speeds in Rod and Ball Mills, Progress in Mineral Dressing, Trans. of the International Mineral Dressing Congress, Stockholm 1958, 85/122
- [] Scheucher, F. J.: Persönliche Mitteilung — Personal communication of 6. 6. 1983
- [80d] Kos, B., Mayerböck, G.: Wege zur Standzeitverbesserung von Rohrmühlenauskleidungen — Ways to improve the service life of tube mill linings, Zement-Kalk-Gips 1, 1978, p. 5–7
- [81] Cholina, I. I.: Spravocznik po Proizvodstvu Cementa, Moscow 1963, p. 333–335
- [82] Private Mitteilung — Private communication, Mr. R. Naredi, Malmö, Sweden
- [83] Dettmer, P. B.: Trends in the Design of Large Grinding Mills, Mining Engineering 4, 1965, p. 57–63, 5, 1965, p. 68–71
- [84] Schroebler, W.: Zementmaschinen-Antriebe — Übersicht, Zement-Kalk-Gips 2, 1974, p. 41–46
- [84a] KHD Industrieanlagen AG, Schriftliche Mitteilung — written communication
- [85] Ackle, W.: Wirtschaftlicher Antrieb von großen Rohrmühlen durch Planetengetriebe, Zement-Kalk-Gips 1, 1975, p. 43–50
- [86] Bernutat, P.: Zahnkranzgetriebe für große Rohrmühlen, Verein Deutscher Zementwerke, Tagungsbericht 1973, Zement-Kalk-Gips 6, 1973, p. 300
- [86a] Ackle, W.: Cement: Drives for ball mills — European study compares girth gears with central drives — Zement: Rohrmühlengantriebe — Europäische Betrachtungen über den Vergleich von Zahnkranz- und Zentralantrieben, Rock Products Nov. 1976, p. 90–97
- [87] Bellwinkel, A.: Entwicklungen im Kugelmühlbau, Symposium on Size Reduction, Verlag Chemie, Weinheim (Germany) 1962, p. 373–384
- [87a] MAAG Gear Wheel Co., Zürich, Switzerland, Ackle, W., written communication
- [87b] Posselt, O. G.: Bestimmung des Wirkungsgrades eines Symetro-Getriebes — Determination of the efficiency of a Symetro gear unit, Zement-Kalk-Gips Sep. 1960, p. 428–429
- [87c] F. L. Smidth and Co. A/S, Copenhagen, Denmark, written communication — schriftliche Mitteilung
- [88] Polysius A.G., 4723 Neu Beckum, Germany, Bulletin 1092 E
- [89] Reese, A.: Antriebsmotoren für große Rohrmühlen, Zement-Kalk-Gips 10, 1965, p. 521
- [89a] Tiggesbäumker, P.: Große Rohrmühle mit getriebelosem Antrieb, Polysius Review 27, 1974, Beckum, W. Germany
- [89b] Weiss, J. C., Thionville, France: Betriebsergebnisse mit einer gleitschuhgelagerten Laufringmühle, Zement-Kalk-Gips 5, 1978, p. 259–261
- [90] US Patent No. 3,272,444 E. A. Rich et al. to General Electric, Gearless Rotary Mill, Sep. 1966
- [90a] Zins, R.: Stand und Entwicklung getriebeloser Rohrmühlengantriebe, Zement-Kalk-Gips 12, 1973, p. 579–582
- [91] Bläuenstein, E., Bommel, J., Wyss, P.: Over 350,000 service hours with gearless mill drive from BBC-Their design today, Brown Boveri Review, Nov. 1983, Vol. 70, Baden, Switzerland
- [91a] Ranze, W.: Fifteen years of ring motor, Polysius Review 99, 1983, Beckum, W. Germany
- [92] Bernutat, P.: Berechnung optimaler Zahnkranzantriebe, Zement-Kalk-Gips 5, 1966, p. 223
- [93] Dettmer, P. B.: Mining Engineering 5, 1968, p. 68
- [94] Deutsche Normen, Normblatt Hartzerkleinerungsmaschinen — Rohrmühlen DIN 24111, DK 621.926, Deutscher Normenausschuß, Beuth-Vertrieb GmbH, Berlin W 15 und Köln
- [95] Sprung, S.: Einfluß der Mühlenatmosphäre auf das Erstarren und die Festigkeit von Zement, Zement-Kalk-Gips 5, 1974, p. 259–267
- [95a] Beratungsstelle für Stahlverwendung, Merkblatt 365, Feinkornbaustähle für geschweißte Konstruktionen, Düsseldorf, 2. Auflage 1974
- [96] Bernutat, P.: Design of modern tube mills and of mechanical air separators, Cement-Wapno-Gips, Warsaw 5, 1969, p. 131–134
- [96a] Weiss, J.-C.: Betriebsergebnisse mit einer gleitschuhgelagerten Laufringmühle — Operating results obtained with a riding ring mill supported on bearing shoes, Zement-Kalk-Gips May 1978, p. 259–261, Bauverlag Wiesbaden
- [97] Duda, W. H.: Requirements for Cement Plant Design, Minerals Processing 1, 1964, p. 19–23
- [98] Allis-Chalmers, Milwaukee, Wisconsin, Bulletin No. 07 X 9010 B
- [99] Bradley, A. A., Freemantle, A. J., Lloyd, P. J. D.: Developments in centrifugal milling, Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy, Johannesburg, South Africa, June 1974, p. 379–387

- [100] Peter, H.: Neuere Panzerungen für Rohrmühlen, Zement-Kalk-Gips 8, 1967, p. 33
- [101] Boganov, A. I.: Mehan. Oborud. Cement Zavodov, Moscow 1955
- [102] Mardulier, F. J., Wightman, D. L.: A simplified method of determining mill retention time, Rock Products International Cement Industry Seminar, Chicago, Illinois, Dec. 1970, p. 49–64
- [103] Allis-Chalmers, Milwaukee, Wisconsin, Rotary Grinding Mills, Bulletin
- [104] Beke, B.: Silikattechnik 4, 1963, p. 116
- [105] Mittag, C.: Die Hartzerkleinerung, Berlin 1953, p. 190
- [106] Jacob, K.: Einiges über Mühlen, Silikattechnik 5, 1960, p. 235–238
- [107] Kannewurf, A. S.: Grindability Standard, Portland Cement Association Report MP-81, Chicago 1956
- [107a] Schneider, L. T., Eickholt, M., Blasczyk, G.: Einfluß von Sichtern auf Mahlanlagen, Zement-Kalk-Gips 12, 1983, p. 676–684
- [108] Portland Cement Association, Research Report MP-104, Skokie, Illinois 1962
- [109] Fineness of Portland Cement by Air Permeability Apparatus ASTM Standards C-204, Philadelphia, Pa. Fineness of Portland Cement by Turbidimeter, ASTM Standards C-115, Philadelphia, Pa.
- [110] Czernin, W.: Cement Chemistry and Physics, Chemical Publishing Company, New York 1962, p. 50
- [111] Dersnah, W. R.: Ball Coating and Grinding Aid, Portland Cement Association Report MP-180, Chicago 1956
- [112] Mardulier, F. J.: Make Grinding Aids Work for You, Rock Products 5, 1967, p. 110
- [113] A Study of Grinding Aids, Portland Cement Association, Manufacturing Research Bureau, Report MRB-38, Chicago, Illinois
- [113a] Decasper, J.: Optimization of Cement Grinding with Grinding Aids and higher Air Flow rates through the mill, ZKG Nov. 1982, p. 565
- [114] Chamber of Mines of South Africa, Research Organization, Richmond, Johannesburg, S. A., written communication July 7, 1976
- [114a] Lloyd, P. J. D., Bradley, A. A. et al.: A fullscale centrifugal mill, Paper presented at European conference on particle technology, Amsterdam, June 1980
- [114b] Lloyd, P. J. D., Chamber of Mines of South Africa, Research Organization, Johannesburg, S. A.: written communication of Aug. 25, 1983
- [114c] L. G., Van Orden, D. R., Perez, J. W.: A Preliminary Analysis of Smooth Roll Crushers, Int. Journal of Mineral Processing, No. 6, p. 321–336, 1980
- [114d] L. G., Van Orden, D. R., McWilliams, Perez, J. W.: Breakage Parameters of Some Materials in Smooth Roll Crushers, Powder Technology, No. 28, p. 245–251, 1981
- [115] Kühl, H.: Zement-Chemie, Verlag Technik, Berlin 1952, p. 517
- [116] Dersnah, W. R.: Ball Coating and Grinding Aid, PCA Report MP-80, Chicago 1956
- [117] Hercules Powder Company, Wilmington, Delaware, Bulletin PC-135
- [118] Crown Zellerbach Corp., Camas, Washington, Bulletin: Grinding Aid for Portland Cement
- [118a] Schneider, H.: Über die Verwendung von Mahlhilfen bei der Zementmahlung, Zement-Kalk-Gips 5, 1969, p. 193
- [119] Pearson, B. M.: Fine Grinding in Tube Mills, Rock Products 12, 1952, p. 106
- [120] Ziegler, E.: Beeinflussung der Mahlbarkeit von Festkörpern durch Zusatz von oberflächenaktiven Stoffen, Schriftenreihe der Zementindustrie, Heft 19, 1956, Beton-Verlag, Düsseldorf
- [121] Bond, F. C.: American Institute of Mining Engineers, Technical Publication 1160, 1940
- [122] Barber, D. R.: Theoretical and Experimental Studies of Ball Coating, Portland Cement Association, Research Report M-173, Chicago 1962
- [123] Kannewurf, A. S.: Grindability Standard, PCA Report MP-81, Chicago 1956
- [124] Sychev, M. M.: Technologicheskoe Svoistvo Syrievych Cementnich Shicht, Gostroizdat, Moscow 1962
- [125] Mittag, C.: Die Hartzerkleinerung, Berlin 1953, p. 138
- [126] Cornelius, R. J., Callendar, W., Terry, S.: Mining Engineering 7, 1969, p. 97–100
- [127] Mittag, C.: Die Hartzerkleinerung, Berlin 1953, p. 207
- [128] Rowland, Ch.: Grinding Mill Research Improves Efficiency, Rock Products 1, 1962, p. 112
- [129] Lurje, J. S.: Portlandcement, Moscow 1959
- [130] Gebica, M.: Grinding Equipment in the Industry of Binding Materials, Cement-Wapno-Gips 3, Warsaw 1966, p. 71–75
- [131] Mitchell, J. A.: Cement Cooling Methods, Portland Cement Association Research Report MP-102, Skokie, Illinois 1963
- [131a] Zisselmar, R.: Principles of calculating and indirect separator cooling effect in closed circuit grinding plants, ZKG, Sep. 1980, p. 456
- [131b] Krupp Polysius AG, Beckum, W. Germany: Zementmühlen, unpublished report
- [132] Heyd, J.: Die Vorzüge des drehzahlgesteuerten Windsichters, Zement-Kalk-Gips 11, 1962, p. 484–489
- [133] Fuller Company, Bethlehem, Pennsylvania, Bulletin CO-9-3M-11-64
- [134] Fuller Company, Bethlehem, Pennsylvania, Bulletin CO-12
- [135] Dettmer, P. B.: Trends in Design of Large Grinding Mills, Mining Engineering 4, 1965, p. 57–63, 5, 1965, p. 68–71
- [136] Kawasaki Heavy Industries, Ltd., New York and Tokyo, Catalog No. 4821 A
- [137] Lurje, J. S.: Portlandsky Cement, Prague 1963
- [138] Börner, H.: Noch einmal: Sichter- oder Verbundmühle, Zement-Kalk-Gips 4, 1956, p. 153–170
- [139] Keil, F.: Zement, Herstellung und Eigenschaften, Springer, Berlin 1971
- [140] Bellwinkel, A.: Neuzeitliche Mahlanlagen, Zement-Kalk-Gips 2, 1959, p. 41–55
- [141] Dettmer, P. B.: Trends in the Design of Large Grinding Mills, Mining Engineering 4, 1965, p. 57–63, 5, 1965, p. 68–71
- [141a] US-Dept. of the Interior, Bureau of Mines Minerals Yearbook, Pittsburgh, Pa., Mineral Industry Surveys, Jan. 1985
- [142] Schneider, H.: Rohmaterial- und Zementmahlung, Zement-Kalk-Gips 2, 1968, p. 63
- [142b] Huhta, R. S.: Rock Products' Annual International Cement Review, Rock Products, April 1983, p. 55–94
- [142c] Boldyrev, S.: The Soviet Cement Industry — Part I and II of our special report, Rock Products June and July 1983
- [143] Pierocki, W. Z., Czerniamowski, W. A. (Moscow): An Economical Model of Closed Circuit Grinding and the Intensification of this Process, Cement-Wapno-Gips 7/8, 1968, p. 201–205, Warsaw

- a) Beke, B.: Fine grinding and agglomeration — Feinmahlung und Agglomeration cement Technology, London, Nov./Dec. 1976
- [143b] Beke, B.: Grinding body size and hardening of cement — Mahlkörpergröße und Zementhärtung, Cement Technology, London, March/April 1973
- [143c] Cleemann, J.: Entwicklung der Durchlaufvermahlung — Developments in open circuit grinding, Zement-Kalk-Gips, Feb. 1972, p. 63–66
- [144] Loesche GmbH Informationsschrift, April 1981
- [144a] Feige, F.: Cement grinding in a roller mill with external material circuit, ZKG Nov. 1981, p. 560
Technischer Stand und Entwicklungsmöglichkeiten der ZAB-Wälzmühle.
Silikattechnik 31/80, Heft 12, S. 369–372
Aspekte bei der Feinzerkleinerung von mineralischen Rohstoffen im Walzenspalt.
Europäisches Symposium Particle Technology 1980, Amsterdam
Preprints Volume A, S. 570–583
- [145] Hardinge Co., Inc., York, Pennsylvania, Bulletin No. 17-C
- [146] Peter, H.: Verschleiß an Zerkleinerungsmaschinen, Aufbereitungs-Technik 8, 1966, p. 505–509
- [147] Loesche GmbH, Bulletin 174
- [147a] Claudius Peters AG, Hamburg, written communication of April 6, 1984
- [148] Combustion Engineering Handbook, New York 1967, p. 16–18
- [148a] Schneider, G.: Aufbereitungs-Technik 9, 1971, p. 537–549
- [148a.1] Tiggesbäumker, P., Blaszyk, G.: Rohmehlmahlanlagen für große Durchsatzleistungen — Raw mix grinding plants for large throughputs, Zement-Kalk-Gips 4, 1975, p. 156–161
- [148a.2] Polysius Review No. 11, Possibilities for the dry grinding of raw materials for cement manufacture, Polysius AG, Neubeckum, W. Germany
- [148a.3] PKS Engineering GmbH and Co., Beckum, W. Germany, Bulletin
- [148a.4] Wassmer, R., Siggenthal, Schweiz: 1000 Betriebsstunden mit der Polysius Rollenmühle Typ 41/21, Polysius Review 64, IEEE-Meeting USA Mai 1978
- [148b] Fahrenwald, A. B.: New Type of Grinding Mill, Rock Products 2, 1951, p. 93
- [148c] Bradley, A. A.: Some Principles of Centrifugal Milling, Third European Symposium on Comminution, Cannes, Oct. 1971, Preprints, Vol. 2, p. 705
- [148d] Technische Entwicklung — Verfahrenstechnik der Badischen Anilin- und Sodafabriken, Ludwigshafen, Rhein, Germany
- [148e] Vock, F.: Möglichkeiten zur spezifischen Leistungssteigerung kontinuierlicher Dispergiermaschinen nach dem Prinzip der Planeten-Kugelmühle, Drittes Europäisches Symposium „Zerkleinern“, Cannes, Okt. 1971, Preprints Vol. 2, p. 725
- [148f] Physical Sciences Laboratory, Chamber of Mines, South Africa
- [148g] Joisel, A.: Broyeur à Satellites, Revue des Matériaux de Construction No. 493, 1956, p. 234–250
- [148h] Centre d'Etudes et de Recherches de l'Industrie des Liants Hydrauliques, Paris
- [148i] Jutkin, A.: Elektrogidrawlicheskiy Efekt, Mashgiz, Leningrad 1955
- [148k] Early, H. C., Dow, W. G.: Experimental Studies and Applications of Explosive Pressures Produced by Sparks in Confined Channels, Department of Electrical Engineering, University of Michigan, USA, 1960
- [148l] Wessel, H. F.: Qualitätseigenschaften von auf einer Walzen-Schüsselmühle gemahlenden Zementen, Zement-Kalk-Gips 8/1982, p. 425–431
- [148m] Leyser, W., Sillem, H.: Planung, Bau und Betrieb einer Zementmahlanlage mit einer MPS-Walzenschüsselmühle, Zement-Kalk-Gips 2/1984, p. 83–86
- [148n] Schöner, K., Knobloch, O.: Mahlen von Zement in der Gutbett-Walzenmühle — Cement grinding in the twinroll mill, Zement-Kalk-Gips 11/1984, p. 563–568
- [149] Wecke-Kaminsky: Zement, Dresden — Leipzig 1950, p. 56
- [150] Bauer, W. G.: Design Trends in Mechanical Air Separators, Pit and Quarry 12, 1963, p. 109
- [151] Fleck, K.: Streu-Windsichter, Zement-Kalk-Gips 11, 1960, p. 501–521
- [152] Sturtevant Mill Company, Boston, Massachusetts, Air Separator Operating Instructions
- [153] Bucchi, R., Pescali, E.: Untersuchungen über die Arbeitsweise des Zyklon-Umluftsichters bei der Vermahlung von Zement, Zement-Kalk-Gips 11, 1965, p. 565–573
- [154] Naredi, R.: Zementmahlung mit Umlauf, Zement-Kalk-Gips 7, 1964, p. 302–313
- [155] Tanaka, T.: Der geschlossene Kreislauf mit normalen Windsichtern, Zement-Kalk-Gips 7, 1958, p. 298–304
- [156] Gebr. Pfeiffer, Barbarossawerke, Kaiserslautern, Germany
- [157] Bucchi, R., Pescali, E.: same as reference No. 153
- [158] Gebr. Pfeiffer, Kaiserslautern, Windsichter — Separator Type USF/RS3
- [159] Christian Pfeiffer, Maschinenfabrik Beckum, W. Germany, Schriftliche Mitteilung — written communication
- [159.1] Albert, O.: Betriebserfahrungen mit einem neuen Mehrkomponenten-Umluftsichter — Operation experience with a new multi component recirculating air separator, Zement-Kalk-Gips 5/1980, p. 236–239
- [159a] Janich, H. J.: Der Turbo-Windsichter Typ TSU — ein neuer Umluftsichter für hohe Leistungen — The turbo separator type TSU, a new high duty recirculating air separator, Zement-Kalk-Gips Dez. 1969, p. 566–570
- [159b] Krupp Polysius, written communication
- [159c] Fuller Co., Bethlehem, Pa. USA: written communication of March 1985
- [160] Classifier Test Manual, Portl. Cem. Assn., Bull. MRB-53, Chicago 1954
Universal Road Machinery Co., New York, Bulletin
Sturtevant Mill Co., Boston, Mass., Air Separator Operating Instructions
Pit and Quarry, Handbook, 1963
- [160a] Leschonski, K.: Kennzeichnung einer Trennung, Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie, Bd. 2, 4. Auflage, p. 35, Verlag Chemie, Weinheim 1972
- [160b] Merkblatt MT 28 des Vereins Deutscher Zementwerke: Sichteruntersuchungen, Düsseldorf 1965
- [161] Götte, A., Engel, O.: VDI-Zeitschrift 100, 4, 1958, p. 147–150
- [162] Trade Mark, Dorr-Oliver, Inc., Stanford, Connecticut
- [163] Dorr-Oliver, written communication of Jan. 1983
- [163a] Jordan, G.: Die Methodik des Mischbettverfahrens und seine Anwendung in der Zementindustrie, Zement-Kalk-Gips 6, 1968, p. 252–257
- [163b] Weddig, H. J.: Methoden des Auf- und Abbaues von Schüttguthalden, Aufbereitungs-Technik 6, 1971, p. 328–336

- [163c] Weislehner, G.: Bau und Betrieb einer Mischbettanlage für Mergel, Zement-Kalk-Gips 2, 1971, p. 61 – 65
- [163d] Bemelman, W.: Rohmaterialmischbetten, Zement-Kalk-Gips 7, 1966, p. 300 – 302
- [163e] Buzzi, S.: Zusammenhang und Einfluß der Vorhomogenisierungsverfahren auf die Mischungssteuerung der Zementrohmaterialien durch Röntgenfluoreszenzanalyse und Digitalrechner, Zement-Kalk-Gips 1, 1969, p. 10 – 15
- [163f] Sillem, H.: Rohstoffgewinnung, Tiefreißer, Fahrbrecher, Mischbetten, Zement-Kalk-Gips 2, 1968, p. 56 – 62
- [163g] Gusek, H., Kleis, B.: Erfahrungen beim Vergleichmäßigen von Schlackensand, Zement-Kalk-Gips 1, 1973, p. 14 – 31
- [163h] Pohlig-Heckel-Bleichert, Köln, W. Germany: Reclaiming Scrapers, Bulletin PHB 9-5-132 e Bridge Scraper, Bulletin C 13107 e Bulletin PHB C 13114
- [163i] Gustav Schade, Dortmund, W. Germany, Druckschriften: Portalkratzer, Kratzlader
- [163j] MIAG, Braunschweig, W. Germany, Homogenization by Miag Reclaiming Scrapers, Bulletin 126810
- [163k] Hewitt-Robins, Los Angeles, Bed Blending Systems, Bull. BBS-1-5-G-574
- [163l] Ameco S. A.: Machinery Div. of the Swedish Match Group, Bulletin
- [163m] Snow, F. O.: Bed Blending Systems in the Cement Industry, 4th Annual Cement Industry Operations Seminar (Rock Products), December 1 – 4, 1968, Chicago, Illinois
- [163n] Matthews, C. W.: Stockpiling of Materials, Rock Products Special Publication, Chicago, Illinois
- [163o] Hasler, R.: Influence of Primary Raw Material and Raw Meal Quality on Layout and Automation, Rock Products 10th International Cement Industry Seminar, Dec. 8 – 11, 1974, Chicago, Illinois
- [163p] Blatton, B., Brandtner, K.: Gegenüberstellung verschiedener Bauformen von Mischbettanlagen für Rohmateriallager in der Zementindustrie — Comparison of different types of batch-mixing plants for raw material storing in the cement industry, Aufbereitungs-Technik 11, 1974, p. 626 – 629
- [163q] Kamm, K.: Rohmateriallagerung mit Homogenisierungseffekt — Raw material storing with homogenizing effect, Aufbereitungs-Technik 11, 1974, p. 620 – 625
- [163r] Reuss, A.: Prehomogenization of raw materials in the cement industry, Cement-Wapno-Gips 12, Warsaw 1970, p. 345 – 350
- [163s] Mikkelsen, S. O.: Direkte Aufgabe vom Lager zur Mühle — Direct feed from store to mill, F. L. Smidth Review 61, Copenhagen, Denmark, May 1983
- [164] Wiegmann, D.: Die pneumatische Homogenisierung pulverförmiger Stoffe, Aufbereitungs-Technik 2, 1965, p. 79 – 83
- [165] Grapengiesser, C. J.: Eine neuartige Belüftungseinheit für belüftete Siloböden, Zement-Kalk-Gips 5, 1969, p. 218 – 221
- [166] Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA, Bulletin B-4, New 1/8 Airmerge Blending Systems, May 1979
- [167] Jackson, W. S.: Continuous Series Air Blending, Rock Products Cement Industry Seminar, Chicago 1968, p. 7 – 22
- [168] Klein, H.: Betrachtungen über diskontinuierliche und kontinuierliche Misch- und Homogenisierungsverfahren, Aufbereitungs-Technik 6, 1971, p. 324 – 327 Gesetzmäßigkeiten bei der pneumatischen Homogenisierung, Zement-Kalk-Gips 9, 1962, p. 399 – 402
- [169] Röber, H., Schicker, G.: Silikattechnik 6, 1959, p. 307 – 309
- [170] Grabler, G.: Verfahren zur kontinuierlichen Homogenisierung von Rohmehl in einem Schweizer Zementwerk — Process for continuous homogenizing of raw mix in a Swiss cement plant, Aufbereitungs-Technik Nov. 1975, p. 601 – 604
- [170a] Krauss, W. (Claudius Peters AG, Hamburg, W. Germany) written communication of March 21, 1984
- [171] Veb, P. O.: Vom Wesen der Kohlenstaubflamme, Radex-Rundschau, Vol. 4, 1951, Radenthein, Kärnten, Austria
- [171a] Niemeyer, E. A.: Planung und Bau einer zentralen Mahltrocknungsanlage für 55 t/h Kohlenstaub, Zement-Kalk-Gips 9, 1979, p. 415 – 433
- [171b] Schneider, L. T.: Verfahrenstechnische Gesichtspunkte für Kohle-Mahltrocknungsanlagen in druckstoßfester Bauweise, Zement-Kalk-Gips 5, 1982, p. 230 – 238
- [171c] Schneider, L. T., Blasczyk, G., Lohnherr, L.: Betriebserfahrungen mit modernen Kohlemahlanlagen — Kugel- und Rollenmühlen, Zement-Kalk-Gips 5, 1981, p. 260 – 267
- [172] Gumz, W.: Kurzes Handbuch der Brennstoff- und Feuerungstechnik, Berlin 1953
- [172a] Cziraki, L., Dahle, H.: Rational conversion of a North German cement plant from oil/gas to coal, ZKG Aug. 1982, p. 410
- [172b] Breidenstein, W., Harwardt, A.: Pulverized coal feeding with bulk flow meter, ZKG Jan. 1982, p. 33
- [173] Schack, A.: Der industrielle Wärmeübergang, Düsseldorf 1966
- [173a] Gilpin, A.: Dictionary of Fuel Technology, Philosophical Library Inc., New York, N.Y. 1969
- [173b] Miller, F. M., Egelöv, A. H.: Relationship between cement kiln operation and content of NO_x in kiln exit gases, FLS-Review 34, Copenhagen 1980
- [173c] Kreft, W.: Method for the prior calculation of impurity circulation in cement kilns, Zement-Kalk-Gips 9, 1982, p. 456
- [173d] Ono, M., Katsuki, T. et al.: Catalytic reduction of nitric oxide with carbon monoxide over cement raw mix, Zement-Kalk-Gips 5, 1978, p. 242
- [173e] Enkegaard, T.: NO_x emission from modern dry process kilns, Proceedings of 14th International Cement Seminar, Rock Products, Chicago, 1979
- [174] Hansen, W.: Ölfuerungen, Springer Verlag Berlin — New York 1970
- [174a] Walberg, H. S.: The application of natural gas for clinker burning, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) No. 11, 1967, p. 331 – 337
- [174b] Bohmke, K.: Kohle und Zement, Bauverlag, Wiesbaden 1958, p. 90
- [174c] Anselm, W.: Der Drehofen, Bauverlag, Wiesbaden 1954, p. 40
- [174d] Pillard Ölfuerung GmbH — Rotary Kiln Burner, Bulletin
- [174e] Quittkat, W. G., Schmidt, R.: Fuel savings by pyrolysis in cement production, ZKG May 1982, p. 259
- [174f] Pillard Feuerungen written communication of Febr. 1985
- [175] Clarke, L., Davidson, R. L.: Process Engineering Calculations, McGraw-Hill, New York 1962
- [176] Kurdowski, W.: Die Modernisierung von Naßdrehöfen, Cement-Wapno-Gips, Warsaw, 7 – 8, 1964, p. 170 – 177

- [178] Bohman, W.: Neigung und Drehzahl von Drehöfen, Zement (Berlin) 31, 1942, p. 292
- [179] Silikattechnik 12, 1954, p. 532 (Referat)
- [180] Sullivan, J.D.: Passage of Solid Particles Through Rotary Cylindrical Kilns, US-Bureau of Mines, Technical Paper No. 384, 1927
- [181] Warner, L.: Rotary Kiln Loading, Rock Products 5-8-11, 1953
- [182] Seaman, W.C.: Chemical Engineering Progress 10, 1951, p. 508
- [183] Bayard, R.A.: Chemical and Metallurgical Engineering 52, 1945, p. 100
- [184] Friedman, S.J., Marshall, W.R.: Studies in Rotary Drying, Chemical Engineering Progress 8, 1949, p. 482-493, and 9, 1949, p. 573-588
- [185] Baranowski, W.W., Jekimow, W.A.: Tsvetnik Metallurgii 6, 1962, p. 56 (Moscow)
- [186] Voroshilov, A.P.: Current Problems of Drying Technique, Moscow 1938
- [187] Chodorow, I.L.: The Movement of Material in Rotary Kilns, Moscow 1957
- [188] Zablotsky, W.W.: The Movement of the Charge in Rotary Kilns, Przemysl Chemiczny (Chemical Industry), Warsaw 11, 1964, p. 630-638, also International Chemical Engineering, April 1965, p. 360-366
- [189] Rutle, J.: Investigation of Material Transport in Wet Process Rotary Kilns by Radio Isotopes, Pit and Quarry 7, 1955, p. 120-136
- [190] Allis-Chalmers, Milwaukee, Wisconsin, Bulletin No. 22 B 1212
- [191] Vaillant, A.: Rotary Kiln Power Calculation, Minerals Processing (Chicago) 2, 1967, p. 24-25
- [192] Beigel, B.: Abdichtungen für Drehöfen, Zement-Kalk-Gips 5, 1971, p. 208-215
- [193a] Keller, H., Jöhnik, H.: Überwachung, planmäßige Wartung und vorbeugende Instandhaltung bei Lauf- ringen — Inspection, scheduled service, and preventive maintenance of rotary kiln tires, Zement-Kalk-Gips Dez. 1976, p. 557-564
- [193b] F.L. Smidth and Co. A/S, Copenhagen, Dry Process Kilns, Bulletin No. 1033E
- [194] Stanoch, W.: Drehofenbrenner für Kohlenstaub, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) 6, 1972, p. 161-165
- [195] Ruhland, W.: Über die Länge von Kohlenstaubflammen in Drehöfen, Beton-Verlag GMBH, Düsseldorf 1965
- [196] Schubert, P.: Multi-channel burner for coarsely granular solid fuels, ZKG May 1982, p. 246
- [197] Coen Company, Combustion Engineers, Burlingame, California, Bulletin
- [198] Astrosonics Co., Inc., Syosett, Long Island, New York
- [199] Gudkow, L.W., Wolkonski, B.W. (Moscow): The Advantage of the Dry Production Method, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) 1, 1969, p. 12-15
- [200] Budnikoff, P.P., Azelickaja, R.D. (Moscow): The Influence of Raw Mix Preparation on the Quality of the Resulting Cement, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) 11, 1964, p. 285-289
- [201] Duda, W.H.: Prozeßbrechner und Röntgenfluoreszenzanalyse als Hilfsmittel für die Proportionierung von Zementrohstoffen, Tonindustrie Zeitung und Keramische Rundschau (Goslar, Germany) 9, 1969, p. 309-314
- [202] Voigtländer, O.: Eine Gegenüberstellung der Wirtschaftlichkeit der beiden Aufbereitungsverfahren der Zementindustrie, Silikattechnisch (Berlin) 6, 1955, p. 255-260
- [203] Rosa, J. (Prague): Comparative Analysis of the Dry and Wet Cement Production Method, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) 9-10, 1967, p. 298-308
- [204] Coulson, D.C.: How to Figure Rotary Kiln Capacity, Rock Products 4, 1962, p. 115-119
- [205] Martin, G.: Chemical Engineering and Thermodynamics Applied to the Cement Rotary Kiln, London 1932
- [206] Chodorow, I.L.: Pieczi Cementnoj Promysleannosti, Promstroizdat, Moscow 1950
- [207] Legrand, J.: Quantité de poussière emportées par la gaz traversant un cylindre rotatif, Revue Matériaux Construction No. 544, p. 23-29
- [208] Anselm, W.: Modellähnlichkeitsbetrachtungen von Drehöfen, Zement-Kalk-Gips 11, 1954, p. 427
- [209] Astanski, L.J., Ljusow, A.N.: Full Utilization of Capacities Will Increase Cement Production, Cement No. 4, 1965, Moscow
- [209a] Kreisberg, A.J. (Fuller Co.): Operation of short length-to-diameter ratio kiln at Ciment Quebec, IEEE Cem. Ind. Techn. Conf. 1984, Anaheim, Calif., USA, 21-24.5.1984
- [209b] Herchenbach, H., Wolter A.: Selection criteria for using the short rotary cement kiln, ZKG Nr. 9, 1982, p. 450-455
- [210] Jacob, K.: Die Länge der Naßdrehöfen und ihr Einfluß auf den spezifischen Klinkerdurchsatz, den spezifischen Wärmeaufwand und den Wärmebelastungsgrad, Silikattechnik (Berlin) 9, 1957, p. 451-460
- [211] Schumacher, C.P.: Thinning Slurries, Nonmetallic Minerals Processing 12, 1962, p. 22-24 (Chicago)
- [212] Water Content of Slurry Reduced by Additives, Abstract, Cement and Lime Manufacture (London) 7, 1961, p. 57-58
- [213] Romig, J., Kester, B.: Control Slurry Viscosity with Additive, Rock Products 5, 1953, p. 64-67
- [214] Nowak, E., Poleszak, J.: Slurry Thinners, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) 3, p. 76-88
- [215] Szygocki, A., Stark, Z.: Influence of Sodium sulfite on the Viscosity of Slurry, Cement-Wapno-Gips (Warsaw) 7, 1961, p. 241
- [216] Herabsetzung des Wassergehaltes im Rohschlamm, Referat, Zement-Kalk-Gips 6, 1953, p. 346
- [217] Die Viskosität von Rohschlamm, Referat, Zement-Kalk-Gips 7, 1954, p. 185
- [218] Utley, H.F.: Carbon Dioxide Gas Used to Thin Slurry, Pit and Quarry (Chicago) 7, 1960, p. 191-193
- [219] Magastrévy, J.: Verflüssigung von Zementroh-schlamm bei Mahlung im geschlossenen Kreislauf, Zement-Kalk-Gips 1, 1957, p. 12
- [220] Gugin, W.J., Vevesch, P.D.: Cement No. 13, 1936, Moscow
- [221] Campbell Chain Company, Pennsylvania, Technical Information Bulletin 151
- [222] Feiser, C.F.: Chains, Minerals Processing (Chicago) 5, 1964, p. 20-22
- [223] DeBeus, A.J.: Mind Your Chain Dollar, Minerals Processing (Chicago) 10, 1967, p. 12-17
- [224] Bennet, Ch.S.: Chain Experience in Wet Process Kilns, Minerals Processing 10, 1967, p. 18-19
- [225] Feiser, C.F.: Comments on Kiln Chain Developments in the Cement Industry, Minerals Processing 9, 1967, p. 11-13
- [226] DeBeus, A.J., Narzyski, G.J.: Design of Kiln Chain Systems, Rock Products 5, 1966, p. 77-80 and 156
- [227] Drayton, W.E.: Know Your Kiln's Chain System, Rock Products 5, 1972, p. 88-89 and 126

- [224] Mieshik, A. F., Chochlow, W. K. (Moscow): Intensification of the Clinker Burning Procedure in High Capacity Wet Process Rotary Kilns, *Cement-Wapno-Gips* (Warsaw) 11, 1967, p. 325–331
- [225] Tonry, R. J.: Heat Transfer Systems for Dry Process Kilns in Cement Manufacturing, *Pit and Quarry* (Chicago) 7, 1961, p. 151–154
- [226] Goldin, M. L.: Rotary Kiln Chain Systems Design Calculations, *Cement-Wapno-Gips* 11, 1956, p. 253–254
- [227] Washington Chain and Supply Company, Seattle, Wash., *Kiln Chain Bulletin*
- [228] Dersnah, W. R.: Chain System Installations in Cement Kilns, *Pit and Quarry* 11, 1956, p. 94–104 and 12, p. 118–122
- [229] Esco Corporation, Portland, Oregon, *Kiln Chain and Accessories, Catalog 614*
- [230] Lashar, W.: Maintenance of Kiln Chain, *Minerals Processing* 9, 1966, p. 19–21
- [231] Ludera, L.: Utilization of Rotary Kiln Exit Gases, *Cement-Wapno-Gips* 4, 1963, p. 97–102
- [231a] Shukla, K. K.: Designing of Chain Systems for Wet Process Kilns, *Cement* No. 2, January 1975, *Quarterly Journal of the Cement Manufacturers' Association*, Bombay, India, p. 2
- [232] Lurje, J. S.: *Portlandsky Cement*, Prague 1963
- [232a] Duda, W. H.: Simultaneous Production of Cement Clinker and Sulfuric Acid, *Minerals Processing* 8, 1966, p. 10–13, 26, Chicago, Illinois
- [232b] Weber, P.: Abwärmeausnutzung bei Trockendrehöfen, *Zement-Kalk-Gips* 5, 1967, p. 214–221
Huckauf, H.: Abwärmeverwertung bei Zementdrehöfen, *Silikattechnik* 3, 1966, p. 69–75
- [233] Ziegler, E.: Stand der Zement-Brennverfahren, *Zement-Kalk-Gips* 12, 1971, p. 542–553
- [234] Jung, W. N., et al.: *Technologia Wiazhuszczich Wjeszczestw*, Moscow 1952, Preliminary Instruction for the Application of Water Cooling of the Rotary Kiln Shell's Burning Zone, *Promstroizdat*, Moscow 1952
- [234a] Niemeyer, E. A.: Umstellung des Zementwerks Lägerdorf vom Naß- auf das Halbnaßverfahren, *Zement-Kalk-Gips* 1, 1975, p. 1–17
- [234b] Hochdahl, O.: Erste Betriebsergebnisse einer 3300 t/d-Produktionslinie mit Lepolofen im Werk Lägerdorf, *Zement-Kalk-Gips* 1, 1975, p. 18–28
- [235] Bohman, R.: Neuere Rohmehlvorwärmer für Drehöfen, *Zement-Kalk-Gips* 12, 1965, p. 625–630
- [236] Zurakowski, S.: Design Parameters of Cyclonic Heat Exchangers, *Przemysl Chemiczny* (Chemical Industry) 8, 1957, p. 474–479, Warsaw
- [237] Masin, M.: Present Burning Procedure of Portland Clinker, *Stavivo* 3, 1966, p. 88–91, Publishers of Technical Literature, Prague, Czechoslovakia
- [237a] KHD Humboldt Wedag AG, Written communication
- [238] Vogel, R., Schwerdtfeger, L.: Schlußfolgerungen aus thermischen Wirkungsgraden von Schwebegaswärmetauschern, *Zement-Kalk-Gips* 3, 1968, p. 120–123
- [239] Lurje, J. S.: *Portlandsky Cement*, Prague 1963, p. 183
- [240] KHD Industrieanlagen AG, Referenzliste Nr. 3643, 272H
KHD Industrieanlagen Ref. Nr. HD-4431
- [241] Wärmebilanz nach (Heat balance according to): Klöckner-Humboldt-Deutz Ref. Nr. HD-4431
- [241a] zur Strassen, H.: Der theor. Wärmebedarf d. Zementbrandes — Theor. heat requirement for cement burning, *Zement-Kalk-Gips* 1, 1957, p. 1–12
- [242] Schroth, G. A.: Suspension Preheater System Consumes Less Fuel, *Rock Products* 5, 1972, p. 70–74
- [243] *Methods and Procedures Used in Identifying Reactive Materials in Concrete*, ASTM Proceedings, Vol. 48, 1948, Philadelphia, Pa. USA
- [244] Bosshart, R. A. J.: Alkali-Reaktionen des Zuschlags im Beton, *Zement-Kalk-Gips* 3, 1958, p. 100–108
- [245] Goes, C., Keil, F.: Über das Verhalten der Alkalien beim Zementbrennen, *Tonindustrie-Zeitung und Keramische Rundschau* 6, 1960, p. 125–133
- [246] Mussnug, G.: Beitrag zur Alkalifrage in Schwebegaswärmetauscheröfen, *Zement-Kalk-Gips* 5, 1962, p. 197–204
- [247] Weber, P.: Alkaliprobeme und Alkalibeseitigung in wärmeisparenden Trockendrehöfen, *Zement-Kalk-Gips* 8, 1964, p. 335–344
- [248] Kessler, B. E.: Developments of Low-Alkali Processes in Portland Cement, Annual Meeting of American Institute of Mining Engineers 1963, 345 E. 47th Street, New York, N.Y.
- [249] Sprung, S.: Das Verhalten des Schwefels beim Brennen von Zementklinker, *Schriftenreihe der Zementindustrie*, Vol. 31, 1964, Beton-Verlag GMBH, Düsseldorf
- [250] Calcium Chloride in the Manufacture of Low-Alkali Portland Cement, Solvay Technical Service Report No. 10.61, Syracuse, New York, 1961
- [251] Kapoor, G. K.: Flash calcining emphasizes burning zone approach, *Rock Products* May 1975, p. 101–104
- [251a] Warshawsky, J.: Conversion of existing kilns to flash calciners 17th IEEE-Cement Industry Technical Conference, Montreal, Canada, May 5–8, 1975
- [251b] Fuller Company Bethlehem, Pa. USA, Written communication — schriftliche Mitteilung
- [251c] Warshawsky, J., Porter, E. S.: Experience with a kiln bypass in a flash calciner system — Erfahrungen mit einer Bypassanlage in einem Vorkalzinatorsystem. Paper presented at the VDZ-International Cement Congress, Düsseldorf, W. Germany September 1977
- [252] Goes, C., Keil, F.: Über das Verhalten der Alkalien beim Zementbrennen, *Tonindustrie-Zeitung und Keramische Rundschau* (Goslar) 6, 1960, p. 125–133
- [252a] Ritzmann, H.: Kreisläufe in Drehofensystemen — Cyclic phenomena in rotary kiln systems, *Zement-Kalk-Gips* 8, 1971, p. 338–343
- [253] Schlauch, R. G.:
1. Method for the Production of Hydraulic Cement, US-Patent No. 3,043,703 (1962)
2. Apparatus for the Production of Hydraulic Cement, US-Patent No. 3,198,247 (1965)
- [254] Rechmeier, H.: Der fünfstufige Wärmetauscherofen zum Brennen von Klinker aus Kalkstein und Olschiefer, *Zement-Kalk-Gips* 6, 1970, p. 249–253
- [255] Itashiki, C., Shijoya, Y. (Japan): Drei Jahre Betriebserfahrungen mit einem 4000 t Wärmetauscherofen, *VDZ-Kongreß 1971*, Kongreßbericht p. 116–121, Bauverlag Wiesbaden
- [255a] Mitteilung der Firma Orenstein u. Koppel, Ennigerloh, Juni 1985, Maury u. Buslowski, Zementanlagen u. Aufbereitungstechnik
- [255b] Rössner, P.: Der Stand der Entwicklung des Trockenverfahrens nach dem Prinzip des VEB Zementanlagengbau, Dessau — Present state and development of the dry production process according to the principle of the VEB/ZAB Co., Dessau, *Silikattechnik* 24, 1973, 7, p. 231–234
- [255c] Huckauf, H.: Zum Stand der Forschungstätigkeit am ZAB-Vorwärmer und Schlußfolgerungen für dessen Weiterentwicklung — Research activity on the ZAB-preheater and conclusions to its further development, *Silikattechnik* 24, 1973, 8/9, p. 262–264

- [255d] Schulze, J., Schwerdtfeger, J.: Beurteilung der inneren Vorgänge im ZAB-Vorwärmer für das Zement-trockenverfahren — Assessment of the internal processes of the ZAB-preheater for the dry process cement manufacture, *Zement-Kalk-Gips* Feb. 1975, p. 72–75
- [255e] Morgenstern, W.: Untersuchungsergebnisse von Drehofenanlagen nach dem Trockenverfahren — Examination results of rotary kilns for the dry production process, *Internationale Tagung für Baustoffe und Silikate — International conference on construction materials and silicates*, Weimar 1973, Vol. 3, p. 67–74
- [255f] Rössner, P., Feige, F., Schlegel, R.: Die Erweiterung des Zementwerkes Karsdorf um vier Produktionsanlagen nach dem Trockenverfahren — Extension of the Karsdorf cement plant by four dry process production lines, *Zement-Kalk-Gips* März 1974, p. 118–123
- [255g] Danowski, W., Kieser, J.: Chemische Reaktionen im ZAB-Vorwärmer bei hoher Alkalibelastung — Chemical reactions inside the ZAB-preheater under high alkali load, *Zement-Kalk-Gips* Feb. 1975, p. 68–71
- [255h] Danowski, W., Strobel, U.: Alkalibelastbarkeitsuntersuchungen in Trockenbrennanlagen — Investigating alkali loads in dry process burning installations, *Zement-Kalk-Gips* 10/1976, p. 458–462
- [255i] Locher, F.W., Sprung, S., Opitz, D.: Reaktionen im Bereich der Ofengase, Kreisläufe usw. — Reactions associated with kiln gases, cyclic processes, etc., *Zement-Kalk-Gips* 1/1972, p. 1–12
- [255j] Norbom, H.R.: Wet or dry processes kilns for new installations — Naß- oder Trockenöfen für Neubauten, *Rock Products* 5/1974, p. 92
- [255k] Ritzmann, H.: How to keep alkalies from stealing preheater efficiency, *Rock Products* 2/1974, p. 66
- [255l] Pospíšilová, B., Pospíšil, Z.: Alkali problems in rotary kilns with raw mix preheaters — Alkaliprobeme in Wärmetauscheröfen, *Stavivo/Prague* 1967, p. 46
- [255m] Schlüter, H.: Verfahren zur Reduzierung von Alkali- und Chlorkreisläufen in Rohmehl WT-Oefen — Reduction of alkali and chlorine cycles in suspension preheater kilns, *Zement-Kalk-Gips* 1/1972, p. 20–22
- [256] Krupp Bulletin Nr. MS 920 d 046930
- [257] Krupp GmbH, Rheinhausen, W. Germany, Written communication
- [258] Czechoslovak Heavy Industry (Bulletin) No. 2, 1968, Prague
- [259] Zecpal, Z., Filous, J.: Entwicklung des Gegenstrom-Schachtaustauschers, *System Prerov Machinery*, *Zement-Kalk-Gips* 5, 1971, p. 195–203
- [259a] Outline of IHI-SF Cement Clinker Burning Process, Bulletin, Ishikawajima-Karima Heavy Industries Co., Ltd., Tokyo, Japan, 1973
- [259b] Cement Clinker Burning System with MFC, Bulletin, Mitsubishi Mining and Cement Company, Ltd., Tokyo, Japan, 1973
- [259c] Look Japan (Newspaper), Tokyo, Japan, April 10, 1973, p. 10–11
- [259d] Helming, B.: Written communication
- [259e] Ritzmann, H.: The precalcining process of Polysius, *Polysius Review*, November 1974, Neubeckum, W. Germany
- [259f] Pterovské Strojírny n.p. — Pterov Engineering Works, Czechoslovakia, Written communication — schriftliche Mitteilung
- [259g] KHD Humboldt Wedag AG, Das Pyroclon-System von Humboldt-Wedag, The Pyroclon-system of Humboldt-Wedag, *Humboldt-Wedag Bulletin* No. 6064
- [259h] Herchenbach, H.: Modern dry process cement burning with precalcining in the preheater, *World Cement Technology*, Jan./Feb., 1977, p. 11–15
- [259i] Kawasaki Heavy Industries, Tokyo, Japan, Written communication of June 1983
- [259j] DeVillers, M.A., Goldman, W.: Using a Prepol-AT-kiln for the processing of raw material prepared by wet treatment at a cement works of Ciments d'Origny, France, *ZKG* July 1981, p. 353
- [259k] Gardeik, H.O.: Fuel energy consumption in cement burning with precalcining, *ZKG* Dec. 1981, p. 611
- [259l] Frisch, W., Jeschar, R., Gardeik, H.O.: Precalcining with and without a tertiary air duct — A heat-technological comparison, *ZKG* Feb. 1982, p. 256
- [259m] Ritzmann, H.: Precalcining with and without separate air duct — A critical comparison, *Polysius Review* No. 52, Beckum, W. Germany
- [259n] Three T Publications, Ltd., Tokyo 1980–1981, Japan
- [259o] Howlett, Ch., Garret, H.: Precalciners Today, IEEE Cement Industry Technical Conference, May 10–12, 1981, Lancaster, Pa., USA
- [259p] VSR Engineering GmbH Fördertechnik, W-Germany: BIG BLASTER Air Cannon Manual
- [259q] Rappen, A.: Beseitigung von Anbackungen im Hochtemperaturbereich von Zementdrehofenanlagen — Removal of build-up in the high-temperature zones of rotary cement kiln plants, *Zement-Kalk-Gips* 9/1982
- [259r] Künne, P., Patzke, J.: Der Einsatz von Druckluftkanonen zur Beseitigung von Anbackungen am Lepolrostgewölbe einer 3000 t/d Zementdrehofenanlage — The Employment of "Big Blasters" to Remove Baked Deposits from the Lepol Grate Arch of a 3000 t/d Rotary Cement Kiln, *Holderbank NEWS*, July/Aug. 1983
- [260] Keil, F.: *Revue Matér. Constr. Trav. Publ.* 503/504, 262, 1957
- [261] Standard Method of Test for Autoclave Expansion of Portland Cement, ASTM Des. C 151–54
American Standards Association ASA No. A 1.8–1954
American Association State Highway Officials Standard A.A.S.H.O., No. T–107–54
- [262] Duda, W.H.: *Portland Cement Clinker Burning*, *Minerals Processing (Chicago)* 8, 1967, p. 16–18
- [263] Lea, F.M.: *The Chemistry of Cement and Concrete*, Edward Arnold Publishers London 1970, p. 150
- [264] Petzold, A.: *Chemie und Technologie der Bindemittel*, Freiberg/Sa. (DDR) 1960, p. 95
- [265] Grzymek, J.: Die Beeinflussung der Alitbildung im Portlandzementklinker, *Silikattechnik* 10, 1959, p. 81–86
- [265a] Herchenbach, H.: Survey of the methods of cement clinker cooling, IEEE-Cement Industry Technical Conference, May 16–19, 1977, Omaha, Nebraska
- [266] Steinbiss, E.: Stand und Entwicklung der Klinkerkühler, *Zement-Kalk-Gips* 11, 1972, p. 519–529
- [266a] Kwech, L.: Betriebserfahrungen mit einem Rohrkühler und erste Betriebsergebnisse mit einem g-Kühler für je 2000 t/d, *Zement-Kalk-Gips* 9, 1974, p. 405–414
- [266b] Kühle, W.: Der Rohrkühler, ein optimaler Klinkerkühler, *Zement-Kalk-Gips* 9, 1974, p. 423–429
- [266c] Herchenbach, H.: Langjährige Betriebserfahrungen an einem 2000 t/d Rohrkühler, *Symposium Cement Technology*, April, 18–19, 1977, Rio de Janeiro

- [267] The Development of F.L. Smidth and Co., Cement Technology (London) 1-2, 1973, p. 14-19
- [268] Meedom, H.: Der neue Unax-Kühler, VDZ-Kongreß 1971, Kongreßbericht, p. 129-132, Bauverlag Wiesbaden
- [269] Enkegaard, T.: The Modern Planetary Cooler, Cement Technology (London) 3, 1972, p. 45
- [269a] Jepsen, O. L.: Zementfestigkeiten und ihre Beziehung zur Kühlgeschwindigkeit und Kühlertype — Cement strengths and their relation to cooling rate and cooler type, Zement-Kalk-Gips 2/1976, p. 62-64
- [269b] Sylla, H.-M.: Einfluß der Klinkerkühlung auf Erstarren und Festigkeit von Zement — Effect of clinker cooling on the setting and strength of cement, Zement-Kalk-Gips 9/1975, p. 357-362
- [270] Steinbiss, E.: Stand und Entwicklung der Klinkerkühler, Zement-Kalk-Gips 11, 1972, p. 519-529
- [270a] Bohman, W.: Schriftliche Mitteilung — Written communication
- [270b] Dürr, M.: Auslegung und Konstruktion von Drehöfen mit Planetenkühlern — Design and construction of rotary kilns with planetary coolers, Polysius Review Nov. 1973, p. 16-23, Polysius AG, 4723 Neubeckum, W. Germany
- [271] Dick, C. J., Schlauch, R. G.: A Look at Large Size Clinker Cooler Operations, The Fuller Engineer Vol. 17, No. 3, Fuller Company, Bethlehem, Pa.
- [272] Fuller Company, Catasauqua, Pa., Bulletin CO-11
- [272a] Krupp Polysius AG, Beckum, Schriftliche Mitteilung
- [272b] von Wedel, K., Wagner, R.: Sind Kühlroste Klinkerkühler oder Wärmerückuperatoren? Theoretische und praktische Grenzen der Querstromkühlung — Are the grates clinker coolers or heat recuperators? Limits of crossflow cooling in theory and practice, Zement-Kalk-Gips 5/1984, p. 244-247
- [272c] von Wedel, K.: Neue Klinkerverteilung für Rostkühler — New clinker distribution system for grate coolers, Zement-Kalk-Gips 2/1985, p. 87-90
- [273] Bade, E.: Ein neuer Klinker-Gegenstromkühler zur Verbesserung der Wärmewirtschaft des Drehofenprozesses, Walter-Beratherm-Mitteilungen 2, 1969
- [274] Walther-Beratherm GmbH, Köln, W. Germany, Written communication
- [274a] Schäfer, G.: Transportation and loading of clinker under various project conditions, Third Technical Meeting of the Arab Union for Cement and Building Materials, Riyadh, Saudi Arabia, Oct. 1982
- [274b] Stoltenberg Hansson, E., Soepler, B.: Manufacture of modified Portland cements with fly ash and blast furnace slag in the cement industry of Norway, Zement-Kalk-Gips 12/1982, p. 634-641
- [274c] Claudius Peters AG, Hamburg, West Germany, written communication of Sept. 1983
- [275] Ludera, L.: Some Problems Concerning Rotary Kiln Linings, Cement-Wapno-Gips 5, 1967, p. 126-134
- [276] Mettler, H.: Die Deformation des Zementdrehofens, Dissertation, Technische Hochschule Aachen (Technical University Aachen), 1968
- [277] Nikander, B.: Gesichtspunkte zur Haltbarkeit des Futters in Zementdrehöfen, Radex-Rundschau 7, 1957, p. 861-867, Österreichisch-Amerikanische Magnesit A.G., Radenthein, Kärnten, Austria
- [278] Refractory for Rotary Kilns, Bulletin, Kaiser Refractories and Chemicals, Kaiser Center, Oakland, California
- [279] Dana, E. S.: A Textbook of Mineralogy, Wiley and Sons, New York 1953, p. 492
- [280] Dictionary of Mining, Minerals and Related Terms, U.S.-Department of the Interior, Bureau of Mines, U.S.-Government Printing Office, Washington, D.C. 1967, p. 669
- [281] Refratechnik Symposium 1970, Published by Refratechnik Karl Albert GmbH, Göttingen, W. Germany, p. 9
- [282] Opitz, D.: Entwicklungen bei feuerfesten Baustoffen für die Zementindustrie, Zement-Kalk-Gips 7, 1970, p. 297-302
- [282a] Moeck, M.: Service life of refractory linings in the transition zone of large rotary kilns. Results obtained by the VDZ-Working Committee "Refractory", ZKG August 1981, p. 403
- [283] Sokolov, A. S.: Extending the Lifetime of Rotary Kiln Refractories, Gostroizdat, Moscow 1951, p. 20-23
- [284] Mengenerrechnung für Ofenausmauerungen, Rechenschieber (Silde Rule) Refratechnik GMBH, Göttingen, W. Germany
- [285] Tschirky, L.: Insulating Firebrick for Exposed Lining in Rotary Cement Kilns, Radex-Rundschau 3, 1956, p. 119-139, Österreichisch-Amerikanische Magnesit A.G., Radenthein Austria
- [286] Barta, R.: Chemie a Technologie Cementu, Czechoslovak Academy of Sciences, Prague 1961, p. 543
- [287] Refratechnik-Symposium Nov. 26-27, 1970, Published by Refratechnik Karl Albert GMBH, Göttingen, W. Germany, p. 10
- [288] A. P. Green, Refractories Co., Mexico, Missouri, Bulletin
- [289] Ihlefeldt, H.: Der Staub in den Abgasen der Zementwerke, Staub, Vol. 44, 1956, p. 202-207
- [290] Koch, H.: Eine neue Methode zur Verhinderung des Staubaustritts bei Waggonkippanlagen, Die Technik 10, 1967, p. 632-633
- [291] Beth-Handbuch Staubtechnik, Beth Maschinenfabrik A.G. Lübeck, 1959, p. 121, W. Germany
- [292] Ringelmann Smoke Chart, Revision of IC 7718 by Bureau of Mines, Office of the Director of Coal Research, Washington, D.C.
- [293] Publication Distribution Branch, Bureau of Mines, 4800 Forbes Ave., Pittsburgh, Pa. 15213 USA
- [294] Hermann, G.: Die Entstaubung der Schacht- und Drehrohröfen in der Kalk- und Zementindustrie, Zement-Kalk-Gips 9, 1973, p. 413-420
- [295] Kinzel, H.: Über den Stand der Abgasreinigung mit Elektroabscheidern in der Zementindustrie der DDR, Baustoffindustrie 7, 8, 1968, p. 236-238, 265-268
- [296] Smolik, J.: Probleme der Staubbekämpfung in der Tschechoslowakei, Wasser, Luft und Betrieb 4, 1967, p. 208-212
- [296a] F.L. Smidth and Co. Cement Production Seminar 1979, Creskill, N.J. USA
- [297] Förderreuther: Wirkungsweise von Staubsichtern, Archiv für Wärmewirtschaft 9, 1928, p. 323-328
- [298] Perry, J. H.: Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill, New York 1963, p. 20-69
- [299] Sargent, G. D.: Dust Collection Equipment, Chemical Engineering, January 27, 1969, p. 130-150
- [300] Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA, Bulletin DCB-9
- [301] Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA, Bulletin DCB-1B and DCB-14A
- [302] Perry, J. H.: Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill, New York 1963, p. 26-82
- [303] Fuller Company, Bethlehem, Pa. USA, Bulletin DCB-1B

- [304] Environmental Protection Agency, Office of Air Programs, Research Triangle Park, North Carolina, USA, Technical Report No. APTD-0711, August 1971, p. 33-34
- [305] Bellwinkel, A.: Vortrag auf der Herbsttagung des Verein Deutscher Zementwerke 1961, Zement-Kalk-Gips 11/1961, p. 526
- [305a] Gesellschaft für Entstaubungsanlagen GFE, Kochel am See, W. Germany, Written communication
- [306] Plass, R.J.: Electrostatic Precipitators on Clinker Coolers, IEEE-Cement Industry Technical Conference, May 16-18, 1972, Detroit, Mich.
- [307] Funke, G.: Elektroentstauber in der Zementindustrie, Zement-Kalk-Gips 3, 1965, p. 94-106
- [308] Deutsch, W.: Bewegung und Ladung der Elektrizitätsträger im Zylinderkondensator, Ann. d. Physik, Vol. 68, 1922, p. 335
- [309] Lausen, P., Hoegh Petersen, H., Joergensen, J.J.: Theory and Application of Pulse Energization, International Conference on Electrostatic Precipitation, Monterey, California, USA, Oct. 1981, p. 531-563
- [310] Rugg, D., Durham, M., Rinard, L.E.: Electrostatic Precipitator Performance with Pulse Excitation, Third Symposium about the Transfer and Application of Particle Control Technique, Orlando, Florida, USA, March 1981
- [311] Lüthi, E.J.: Grundlagen zur Elektrostatischen Abscheidung von Hochohmigen Stäuben, Diss. Nr. 3924, ETHZ, Zürich, Switzerland 1967
- [312] Milde, H., van Hoesen, H.E.: Application of Fast Rising Pulses to Electrostatic Precipitators, Annual Report of the IEEE-IAS Conference, Cleveland, Ohio, USA, Oct. 1979
- [313] F.L. Smidth and Co.: Pulse Energization of Electrostatic Precipitators, Unpublished Manuscript, Copenhagen, Denmark, 1983
- [314] Lips, G., Weimann, G.: An electrostatic precipitator of well proven design and its adaptation to modern techniques, Zement-Kalk-Gips, Oct. 1982, p. 509-518
- [315] F.L. Smidth and Co.: Electrostatic Precipitation during Transition Periods, Unpublished Manuscript, Copenhagen, 1983
- [316] Lind, J.H.: Improved precipitator performance with pulse energization, FLS-Review 54, June 1982, Copenhagen, Denmark
- [317] Raring, D.L.: A new look at evaporative gas cooling and conditioning in the cement industry, Zement-Kalk-Gips, Oct. 1981, p. 491-498

Autorenverzeichnis

Author Index

- A.A.S.H.O American Association
State Highway Officials
Standard [261]
Ackle, W. [85], [86a], [87a]
Ahrends, L. [19], [39]
Albert, O. [159.1]
Alkali-Aggregate [7d]
Allis-Chalmers, Milwaukee [30], [42]
[98], [103], [189]
Ameco S. A. [163l]
American Institute of Metal and
Mining Engineers [6]
Anselm, W. [53a], [174c], [204]
ASA American Standards
Association [261]
Astanski, L. J. [205]
ASTM American Society for
Testing Materials
Designation [14]
Proceedings [243]
Standards [109], [261]
Astrosonics Co., New York [194]
Austin, L. G. [114c], [114d]
Azelickaja, R. D. [196]

Backsen, H. [170a]
Bade, E. [273]
Badische Anilin- und Sodafabriken,
Ludwigshafen, Germany [148d]
Baranowski, W. W. [184]
Barber, D. R. [122]
Barta, R. [16], [53], [55], [286]
Bath Iron Works, Pa. [34]
Bauer, W. G. [150]
Bauwirtschaft, Heft 22, 1975 [142a]
Bayard, R. A. [182]
Beigel, B. [191]
Beke, B. [72], [104], [143a], [143b]
Bellwinkel, A. [87], [140], [305]
Bemelman, W. [163d]
Bennet, Ch. S. [220]
Beratungsstelle für Stahl-
verwendung, Düsseldorf [95a]
Bergbau-Archiv [47l]
Bernutat, P. [54a], [86], [92], [96]
Beth-Handbuch Staubtechnik [291]
Blasczyk, G. [107a], [148a.1], [171c]
Blatton, B. [163p]
Bläuenstein, E. [91]
Boganov, A. I. [36], [41], [43], [101]
Bogue, R. H. [13]
Bohman, R. [235]
Bohman, W. [177], [270a]
Bohmke, K. [174b]
Boldgrev, S. [142c]
Bommeli, J. [91]
Bond, F. C. [32], [60], [69a], [121]
Börner, H. [61], [138]
Bosschart, R. A. J. [244]
Bradley, A. A. [99], [114a], [148c]
Brandtner, K. [163p]
Britisch Standards [23]
Brown, L. S. [17]
Brown, Boveri u. Cie.,
Baden/Schweiz [91]
Bucchi, R. [153], [157]
Budnikoff, P. P. [196]
Bühler-Miag,
Braunschweig [163j], [255a]
Building Research Institute,
Reykjavik [7d]
Bureau of Mines, Pittsburgh [293]
Bureau of Mines,
Washington [141a], [280], [292], [293]
Bussmeyer, H. [47b]
Butt, J. M. [20]
Buzzi, S. [163e]
Callendar, W. [126]
Campbell Chain, Company,
Pennsylvania [217]
Capek, Z. [22]
Cembureau [142a]
Cement and Lime Manufacture,
London [208]
Centre d'Etudes et de Recherches
de l'Industrie des Liants Hy-
drauliques, Paris [148b]
Chamber of Mines of
South Africa [114], [148f]
Charisius, K. [5a]
Chochlow, W. K. [224]
Chodorow, I. I. [186], [202]
Cholina, I. I. [81]
Christian Pfeiffer, Maschinenfabrik,
Beckum [159]
Cieslinski, W. [19], [39], [65]
Clarke, L. [175]
Classifier Test Manual [160]
Cleemann, J. [143c]
Coates Steel Products Co.,
Greenville, Illinois [74]
Coen Company, Combustion
Engineers, Burlingame,
California [193]
Colorado Fuel and Iron Corp. [69]
Combustion Engineering Hand-
book, New York 1967 [148]
Cornelius, R. J. [126]
Coulson, D. C. [200]
Craddock, Q. L. [12]
Crown Zellerbach Corp., Camas,
Washington [118]
Czechoslovak Heavy Industrie,
Prague [258]
Czerniamowski, W. A. [143]
Czernin, W. [27], [110]
Dana, E. S. [279]
Danowski, W. [255g], [255h]
Davidson, R. L. [175]
DeBeus, A. J. [219], [222]
Denver Equipment Co.,
Denver, Colo. [68]
Dersnah, W. R. [56], [111], [116], [228]
Dettmer, P. B. [83], [93]
Deutsch, W. [308]
De Villers, M. A. [259j]
Dick, C. J. [271]
DIN 1164 [7c]
DIN 24111 [94]
Dorr-Oliver, Stanford,
Conn. [162], [163]
Dow, W. G. [148k]
Drayton, W. E. [223]
Drosihn, U. [49], [78a], [79]
Duda, W. H. [97], [197], [232a], [262]
Durham, M. [310]
Dürr, M. [270b]
Early, H. C. [148k]
Eckel, E. C. [2]
Egelöv, A. H. [173b]
Eickholt, H. [107a]
Energy Conserv. etc. [7f]
Engel, O. [161]
Enkegaard, T. [173e], [269]
Environmental Protection Agency,
Triangle Park, North Carolina [304]
Erhardt, H. [37], [47i]
Esco Corporation, Portland,
Oregon [229]
Fahrenwald, A. B. [148b]
Federal Energy Administration,
Washington [7f]
Feige, F. [48c], [255f], [144a]
Feiser, C. F. [218], [221]
Filous, J. [259]
Fleck, K. [151]
Förderreuther, N. [297]
Forschungsberichte des Landes
Nordrhein-Westfalen [47k]
Freemantle, A. J. [99]
Friedman, S. J. [183]
Fuller Company, Catasauqua, Pa. [40]
[133], [134], [159c], [166], [183],
[251b], [272], [300], [301], [303]
Funke, G. [307]

Arret, H.	[259o]	Jöhnk, H.	[191a]	Lohnherr, L.	[171c]
Cebica, M.	[130]	Joergensen, J. J.	[309]	Look Japan (Newspaper)	[259c]
Gebr. Pfeiffer, Barbarossawerke, Kaiserslautern, Germany	[156], [158]	Joisel, A.	[52], [148g]	Loveland, R. A.	[57]
Gesellschaft für Entstaubungs- anlagen GFE, Kochel am See, Germany	[305a]	Jordan, G.	[163a]	Ludera, L.	[231], [275]
Giesking, D. H.	[38]	Jung, W. N.	[20], [234]	Lurje, J. S.	[44], [46], [129], [232], [239]
Gilpin, A.	[173a]	Jutkin, A.	[148i]	Lüthi, E. J.	[311]
Goes, C.	[245], [252]	Kaiser Refractories, Oakland, Calif.	[278]	Manz, R.	[80a]
Goldin, M. L.	[226]	Kallauner, O.	[28]	Maag Geer Wheel Company	[87a]
Goldman, W.	[259j]	Kaminsky, W. A.	[69b]	Magastrevy, J.	[215]
Gornyj Zurnal (Moscow)	[33]	Kaminsky, Wecke.	[149]	Mardulier, F. J.	[58], [102], [112]
Götte, A.	[161]	Kamm, K.	[163g]	Marshall, W. R.	[183]
Grabler, G.	[170]	Kannewurf, A. S.	[123]	Martin, G.	[201]
Grapengiesser, C. J.	[165]	Kantenwein, G.	[47m]	Masin, M.	[237]
Green, A. P.	[288]	Kapoor, G. K.	[251]	Matouschek, F.	[70]
Grim, R. E.	[7]	Kassatkin, A. G.	[61a]	Matthews, C. W.	[163n]
Grzymek, J.	[265]	Katsuki, T.	[173d]	McWilliams	[114d]
Idkow, L. W.	[195]	Kawasaki Heavy Industries, Ltd., New York and Tokyo	[136], [259i]	Meedom, H.	[268]
gin, W. J.	[216]	Keil, F.	[139], [245], [252], [260]	Merkblatt VDZ	[160b]
Gumz, W.	[172]	Kessler, B. E.	[248]	Mettler, H.	[276]
Gusek, H.	[163g]	Kester, B.	[209]	Metzger, A.	[9]
Hansen, W.	[174]	Kieser, J.	[255g]	MIAG-Braunschweig	[163j]
Hardinge Co., Inc., York, Pennsylvania	[145]	Kinzel, H.	[295]	Mieshik, A. F.	[224]
Hasler, R.	[163o]	Kitschen, L.	[47f]	Mikkelsen, S. O.	[163s]
Helming, B.	[259d]	Klein, H.	[168]	Milde, H.	[312]
Herchenbach, H.	[205b], [259h], [265a], [266c]	Kleis, B.	[163g]	Miller, F. M.	[173b]
Hercules Powder Company, Wilmington, Delaware	[117]	KHD Humboldt Wedag AG Köln	[84a], [237a], [240], [241], [259g]	Mitchell, J. A.	[131]
Hermann, G.	[294]	Klovers, E. J.	[48b]	Mitsubishi, Mining and Cement Company, Tokyo	[259b]
Hewitt-Robins, Los Angeles	[163k]	Knobloch, O.	[148n]	Mittag, C.	[29], [54], [105], [125], [127]
Heyd, J.	[132]	Koch, H.	[290]	Mok, J. K.	[47e]
Hochdahl, O.	[234b]	Krauss, W.	[170a]	Möller, Johannes	[170]
Hoegh Petersen	[309]	Kreft, W.	[173c]	Mölling, H. A.	[31]
Hoesen, van, H. E.	[312]	Kreisberg, A. J.	[205a]	Morgenstern, W.	[255e]
Howlett, Ch.	[259a]	Krupp GmbH, Rheinhausen	[257]	Mussnugung, G.	[246]
Huckauf, H.	[232b], [255c]	Krupp Bulletin	[256]	Nagierova, E. I.	[18]
Huhta, R. S.	[142b]	Krupp Polysius	[131b], [159b], [272e]	Naredi, R.	[82], [154]
Hukki, R. T.	[806]	Kühl, H.	[3], [115]	Narzynski, G. J.	[222]
Humboldt-Wedag AG	[237a]	Kühle, W.	[266b]	NATO, Industrial International Data Base	[7e]
IHI-Bulletin, Tokyo Japan	[259a]	Künne, P.	[259r]	Nickel, O.	[75]
Inflefeldt, H.	[289]	Kurdowski, W.	[176]	Nieginski, M. S.	[66]
Ind. Inter. Date Base	[7e]	Kwech, L.	[266a]	Niemeyer, E. A.	[171a], [234a]
Ind. Minerals & Rocks	[6]	Labahn-Kaminsky	[69b]	Niewiadomski, S.	[41a]
International Nickel Co., New York	[76]	Lashar, W.	[230]	Nikander, B.	[277]
Ishikawajima Karima Heavy Industries, Tokyo	[259a]	Lausen, P.	[309]	Norbom, H. R.	[255j]
Itashiki, C.	[255]	Lea, F. M.	[263]	Novy, L.	[8]
Jackson, W. S.	[167]	Legrand, J.	[203]	Nowak, E.	[210]
Jäger, H.	[47b]	Leschonski, K.	[160a]	Nurse, R. W.	[4]
Jacob, K.	[67], [106], [206]	Lewenson, L. B.	[51]	Ognianova, E. Z.	[25]
Janich, H. J.	[159a]	Leyser, W.	[148m]	Okorokov, S. D.	[24]
Jekimow, W. A.	[184]	Lieber, W.	[48e]	Ono, M.	[173d]
Jepsen, O. L.	[269a]	Lind, J. H.	[316]	Opitz, D.	[7a], [255i], [282]
Jerszow, L. D.	[10], [11]	Lips, G.	[314]	Orden, D. R. v.	[114c], [114d]
pp. R.	[50]	Ljusow, A. N.	[205]	Orenstein + Koppel	[255a]
		Lloyd, P. J. D.	[99], [114a], [114b]	Papadakis, M.	[61b]
		Locher, F. W.	[7a], [18a], [255i]	Patzke, J.	[259r]
		Loesche Hartzerkleinerungs- und Zementmaschinen GmbH & Co. KG, Düsseldorf	[144], [147]	Pearson, B. M.	[119]

- Perez, J. W. [114c], [114d]
Perry, J. H. [298]
Pescali, E. [153], [157]
Peter, H. [47], [77], [100], [146]
Peters, Claudius [147a], [274c]
Peters, K. [71]
Petzold, A. [15], [264]
Pfeiffer, Gebr. [156], [158]
Pfeiffer, Christian, Maschinenfabrik [159]
Pierocki, W. Z. [143]
Pillard Olfeuerung GmbH, Taunusstein [174d], [174f]
Pit and Quarry Handbook, 1963 [160]
PKS Engineering GmbH, Beckum, BRD [148a.3]
Plass, R. J. [306]
Pohlig-Heckel-Bleichert [163h]
Poleszak, J. [210]
Polysius AG, Neubeckum [88], [148a.2], [272a]
Polysius, Krupp [131b], [159b]
Porter, E. S. [251c]
Portland Cement Association, Chicago [108], [113], [141a], [160]
Pospizil, Z. [255i]
Pospisilová, B. [255i]
Posseit, O. G. [87b]
Prejgerson, G. I. [51]
Prerov Engineering Works, CSSR [259f]
Priemer, J. [47d]
Quittkat, W. G. [174e]
Ranze, W. [91a]
Rappen, A. [259q]
Raring, D. L. [317]
Ratburn, D. R. [47e]
Rechmeier, H. [254]
Reese, A. [89]
Refratechnik Karl Albert GmbH, Göttingen [281], [284 z9], [287]
Reuss, A. [163r]
Rich, E. A. [90]
Rinard, L. E. [310]
Ritzmann, H. [252a], [255k], [259e], [259m]
Rock Products [47j.1]
Rockwood, N. C. [50a]
Röber, H. [169]
Rohrmühlen DIN [94]
Romig, J. [209]
Rosa, J. [5], [199]
Rössner, P. [255b], [255f]
Rowland, Ch. [128]
Rugg, D. [310]
Ruhland, W. [192a]
Rumpf, H. [47c]
Rutle, J. [188]
Rzepka, L. [47m]
Salge, H. [12c]
Sargent, G. D. [299]
Schack, A. [173]
Schade, Gustav [163i]
Schäfer, G. [274a]
Schauer, S. [48b]
Scherer, W. [58a]
Scheucher, F. J. [80c]
Schicker, G. [169]
Schlauch, R. G. [253], [271]
Schlegel, R. [255f]
Schlüter, H. [255m]
Schmidt, H. [47i]
Schmidt, R. [174e]
Schneider, G. [148a]
Schneider, H. [47g], [118a], [142]
Schneider, L. T. [107a], [171b], [171c]
Schönert, K. [148n]
Schott, E. [48a]
Schroeble, W. [84]
Schroth, G. A. [48d], [242]
Schubert, H. [28a]
Schulze, J. [255d]
Schumacher, C. P. [207]
Schwerdtfeger, I. [238], [255d]
Seaman, W. C. [181]
Shijoya, Y. [255]
Shukla, K. K. [231a]
Silikattechnik 12, 1954 [178]
Sillem, H. [148m], [163f]
Slegten, J. [64]
Smidh and Co. [87c], [191b], [267], [296a], [313], [315]
Smolik, J. [296]
Snow, F. O. [163m]
Sobolewski, S. [47a]
Soepler, B. [274b]
Sokolov, A. S. [283]
Solvay Technical Service, New York [250]
Spohn, E. [21]
Sprung, S. [1], [7a], [95], [249], [255i]
Stanoeh, W. [192]
Stark, Z. [211]
Starke, H. R. [63]
Steinbiss, E. [266], [270]
Stoltenberg Hansson, E. [274b]
Strobel, U. [255h]
Sturtevant Mill Co., Boston, Mass. [152], [160]
Sullivan, J. D. [179], [48]
Surmann, W. [80]
Sychev, M. M. [124]
Sylla, H.-M. [269b]
Szygocki, A. [211]
Taggart, A. F. [62]
Tanaka, T. [155]
Taprogge, R. [170a]
Tennstedt, H. J. [12b]
Terry, S. [126]
Thormann, P. [12c]
Three "T"-Publications [259n]
Tiggesbäumker, P. [89a], [148a.1]
Tonry, R. J. [59], [225]
Towarow [41]
Traylor Engineering and Manuf. Co., Division of Fuller Company, Allentown [45]
Trojer, F. [12a]
Tschirky, L. [285]
Ulrich, W. [47h]
Utley, H. F. [214]
Vaillant, A. [190]
Veh, P. O. [171]
Vera, A. [26]
Verein Deutscher Zementwerke, Düsseldorf [78], [160b]
Vevesch, P. D. [216]
Vock, F. [148e]
Vogel, R. [233]
Voigtländer, O. [198]
Voroshilov, A. P. [185]
VSR Engineering GmbH [259p]
Wagner, R. [272b]
Wahl, M. [47m]
Walberg, H. S. [174a]
Walther-Beratherm GmbH, Köln, W. Germany [274]
Warner, I. [180]
Warshawsky, J. [251a], [251c]
Washington Chain and Supply Company, Seattle, Wash. [227]
Wassmer, R. [148a.4]
Weber, P. [232b], [247]
Wecke-Kaminsky [149]
Weddig, H. J. [163b]
Wedel, K. v. [272b], [272c]
Weimann, G. [314]
Weislehner, G. [163c]
Weiss, J. C. [89b], [96a]
Wesner, A. L. [73]
Wessel, H. F. [148l]
Wiegmann, D. [164]
Wightmann, D. L. [102]
Wolkonski, B. W. [195]
Wolter, A. [205b]
Wright, R. J. [305]
Würzler, H. U. [91]
Wyss, P. [91]
Xeller, H. [191a]

Zachary, W. W.	[187]
Zacpal, Z.	[259]
Zeissel, H. G.	[47g]
Zement-Kalk-Gips, Bauverlag, Wiesbaden	[212], [213]
Zement-Taschenbuch 1974/75, Bauverlag, Wiesbaden	[7b]
Ziegler, E.	[120], [233]
Zins, R.	[90a]
Zoethout, G.	[35]
Zurakowski, S.	[236]
Zur Strassen, H.	[241a]

Stichwortverzeichnis

- Abbaukratzer 309
 —, Brücken 314
 —, Halbportal 315
 —, Portal 314 f.
 Abbau-Schaukelrad 309 ff.
 Abgase, Wärmeinhalt 448
 Abriebfestigkeit 566
 Ackle, W. 150
 Adsorptionswasser 86
 Aerofall-Mühle zur Mahltrocknung 101 ff.
 Äthylenglykol 190
 Ahrends, I. 122
 Albany Felt Company 589
 Alt 0
 — kristalle 420
 Alkali(en) 5 ff., 10, 454 ff.
 — chlorid 7
 — fakte, Berechnung 454
 —, ctigkeit 457
 — gehalt, höchstzulässiger 455
 — im Zement 4, 455
 — im Brennprozeß 455 ff.
 — kreislauf 6, 455 ff.
 —, äußerer 456
 —, Berechnung d. Menge 457 ff.
 —, innerer 456
 — problem 441
 — reduktion, Formel 458
 — sulfat 7
 — treiben 6
 — verbindungen, Schmelzpunkte 455
 Allis-Chalmers 185, 483
 American Petroleum Institute (API) 364
 Amerikanische Mahlhilfsmittel 190
 Aminazetat 190
 Amt für Umweltschutz (USA) 591
 Anhebewinkel 118
 Anlaufschmierung 170
 Ansatzringe im Drehofen 7
 Aragonit 1
 Arheitsindex 126
 Aabsorption durch den Klinker 26
 ASTM American Society for Testing and Materials 219
 —, Sieb Nr. 170 187
 Atlantic Cement Company 535
 Atox-Mühle 99
 Außereheungsverfahren d. Brenngutes f. Drehöfen 410 ff.
 Auflockerungs/luft 320
 — rinnen 332
 Aumund-Förderbau GmbH 555 f., 558
 Ausdehnung, lineare 393
 Auslaufdüse, Geschwindigkeit in 404
 Außenventilator 96
 Autogene Mahlung 102
 Autoklav-Prüfung 518
 Axiale Steckkonstruktion 152
 Axial gekuppeltes Maschinensystem 153 f.
 Azbe-Brücke 433
 Babcock-Hitachi 501
 Babcock-Krauss-Maffei 515
 —, Leubrecher 44 ff.
 —, Antriebsenergie 53
 —, Leistungsfähigkeit 50 f.
 —, Motorstärke 53
 —, Panzerplatten 45
 —, sowj. Herkunft 54
 —, Umdrehungszahl 49
 Bade, E. 550
 Baltischer Olschiefer 344
 Baumé-Dichte 368
 Becherwerksumlauf-Mahlanlage 113
 Beipaf/anlagen, Ausführungsarten 460 f.
 — betrieb 456
 — ventil 456
 Beke, R. 142
 Belit 10
 Bellwinkel, A. 220
 Belüftungs/elemente 318
 — kompressor 318
 Bergwerksverwaltung, südafrikanische 252
 Bernutat, P. 113, 149, 167
 Betriebsgeschwindigkeit 161
 Beumer Co. 552, 555
 Bevel 386
 Bezugsdurchsatz 137
 Bildungswärme 374
 BKM (Babcock-Krauss-Maffei)-Vorcalciniervorgang 515
 — Vorcalcinator, Schema 515
 Blaine 187 f., 218
 — Faktor 188
 Blake-Brecher 48
 Blanc-Formel 131
 Börner, H. 218
 Bogue'sche Berechnungsmethode 11
 Bohman, W. 386
 Bond 132
 —, Arbeitsindextheorie 127, 132
 —, empirische Formel 127
 —, Mahl-Arbeitsindex 129 ff.
 —, Mahlkugelformel 127
 Braunkohle, Asche der 345
 — zum Klinkerbrennen 344
 Brechanlage, zweistufige 70
 Brechbacken, Lebensdauer 46
 Brecher, Auslaßspalt 45
 —, Backen — 44 ff., 50 ff.
 —, Blake- 48
 —, Doppelkniehebel- 48
 —, Einschwingen — 48
 —, Flachkegel- (o. Symons-) 55, 61 ff.
 —, Gates — 55
 —, größten, Auswahl 43 f.
 —, Hammer — 66 ff.
 —, Kegel- 55, 61 ff.
 —, Prall- 74 ff., 104
 —, Prall-Hammer — (EV-Hammerbrecher) 81 ff.
 —, Rund — 55 ff.
 —, Titan — 67, 71
 —, Walzen — 63 ff.
 Brechmaul-Einlaßquerschnitt 51
 Brechplatten/verschleiß 46,
 — Ausbildungsformen 48
 Brennerdüsen, akustische, Schema 409
 —, Durchmesser 403
 —, Geschwindigkeit 404
 — mündung, Abbrennen 404
 Brennerrohr, Anordnung 401 f.
 —, Kohlenstaub 403
 —, Neigung 402
 Brennöfen, Dimensionierung 381
 Brennstoff 91 f.
 —, brennbare Bestandteile 345
 —, fester (Kohle) 345 ff.
 —, flüchtige Bestandteile 346 f.
 —, flüssiger (Heizöl) 362 ff.
 —, gasförmiger (Erdgas) 375 ff.
 — in der Zementindustrie 341 ff.
 — oberfläche 350
 —, Zündung 346
 Brown, Boveri u. Cie 161, 163
 Brown, D. Co. 150
 Brownmiller, L. T. 457
 Brückenkratzerlager 311
 Buckelplatten 178
 Bundes-Immissionsschutzgesetz 580
 Bunker C-Ol 364
 Buss AG 511 ff.
 CaCO₃ Ein- und Auslauf(gangs)schwankungen 335
 —, Tagesprofil 338
 —, Wochenprofil 338
 Calcinatoren, Naß-Prozeß, Größen 431 ff.
 Calciner/kammer „Moment“ 473
 — verfahren 473 ff.
 —, Convex 511 ff.
 Calcium/aluminatferrit 10
 — carbonat, Dissoziation 85
 — gehalt der Kreide 2
 — chlorid 8
 — fluorid 8
 Carman 175
 CAROPOL 281
 CERILH-Institut 251
 CF (Controlled Flow)-Silo 326 ff.
 —, Konstruktion 327
 —, Grundfläche 328
 Chemisch gebundenes Wasser 86
 Chevron Aufschüttung 304, 307
 —, kontinuierlich 308
 —, sektionsweise 308
 — Methode 304, 307
 Chloridgehalt 7
 Chodorow, L. I. 414 f.
 Chrommagnetit 571
 Cieslinski, W. 122
 Coen Company-Combustion Engineers and Manufacturers 371
 Combi-/Kühler 540 f.
 — Stufenkühler 548
 Combidan-Mühle 225 ff.
 Concentra-Kühler 523
 — Ofen 523
 Concentrator 432
 Cr-Mo-Stahl, lineare Verschleißgeschwindigkeit 145
 Dachaufbau 304, 308
 „Dania“ Verfahren 490
 — Ofen 490

- D'Arcy-Kozeny Beziehung 189
 Davis 411
 D-D-(Doppel-Verbrennungs- u. Denitrie-
 rungs)ofen) Prozeß 510
 — Vorcalcinator 511
 Desagglomeration 259
 Dettmer, P. B. 148
 Dicalciumsilikat im Klinker 135
 DICONT-System 334 f.
 Dietze-Brücke 433
 DIN 4188 187
 Diphenylpropan 570
 Direktumrichter 162
 Disc-Reclaimer (Scheiben-Abbaue-
 rät) 309, 313
 Dolomit 571
 Dopol (Doppelstrom-Schwebegas)-Wär-
 metauscher 462 ff.
 — mit Vorcalciniierer Prepol 486
 Doppel/kniehebelbrecher 48
 — pendelklappe 105
 — pendelschleusen 104
 — ritzelantrieb 150
 — rotator-Mühle 110 ff., 114
 — mit Vortrockenhammer 111
 — stocksilobauweise 325
 — strom-Schwebegas-Wärmetau-
 scher 462 f.
 — mit Vorcalciniierer Prepol 486
 Dorr-Oliver Gesellschaft 300
 Dow Chemical Co. 370
 Drallschicht-Filter 592
 — Betriebsphase 593
 — mit zwei übereinanderliegenden
 Schüttschichten 594
 — Reinigungsphase 593
 Drehofen-Abdichtung 395 ff.
 — Dreifach-Labyrinth 398
 — für das kalte Ofenende 399
 — Graphitblock — 396 f.
 — abgase 575
 — Ansatzringe 7
 — Aufbereitungsverfahren d. Brenngu-
 tes 410 ff.
 — äußerer Wärmetauscher für
 Naß- 430 f.
 — Ausführungsformen 383
 — ausmauerung 568 ff.
 — Beispiele 571
 — mit Hilfe von Schraubenwin-
 den 569
 — mit Mörtel 568
 — Austragsende 397 f.
 — erforderliche Kühlluftmenge 398
 — Kühlung 397
 — Drehzahl 387 ff.
 — Durchlaufgeschwindigkeit d. Materi-
 als 389
 — durchmesser u. Planetenkühler 527
 — durchsatz u. Ofenfüllungsgrad 385
 — Einbauten in Naß — 427 ff.
 — Einblasrohr, Lage 402
 — feuerung 401 ff.
 — futter, Trockenverlegung 569
 — Verlegung im Längsverband 569
 — gase, Umrechnungstabelle 350
 — Kettenzone eines Trocken — 424
 — Kohlenstaub im 341
 — Kühlung d. Abgase 438 ff.
 — Wasser-Eindüsungsanlage
 zur 439 f.
 — Kurz — 419 ff.
 — Langer Trocken — 432 ff.
 —, Leistungszahlen 435
 —, Ofengröße 435
 —, Laufzeit 560
 —, leistung 414 ff.
 —, Bedarfsberechnung 389 ff.
 —, Formel 414
 —, mantel, feuerfeste Ausmaue-
 rung 560
 —, Kühlung 436 ff.
 —, d. Brennzone 437
 —, Stabilität 561
 —, Temperatur 393 f.
 —, Materialtransport im 388 f.
 — mit mehreren Durchmessern 390
 —, Neigung u. Ofenfüllungsgrad 385
 —, Bezeichnung 386
 —, Vergleichszahlen 387
 —, Tragrollen, selbsteinsetzbare 400 f.
 — volumen, m³ pro kW Leistung 391
 —, Verhältnis zum Leistungsbe-
 darf 391
 —, Wärmetauscher-, Gas- u. Material-
 temperaturen 449 f.
 — zonen 394 f.
 Dreikammermühle 167
 Dreiphanensystem 152
 Druckfeuerbeständigkeit 561
 Druckölzerstäuber, Betriebsdruck 406
 DSM (Dutch State Mines)-Feinklassie-
 rungssieb 298
 — Mahlkreislaufsieb 301
 — Sieb 297
 — im Betrieb 300
 —, Leistungen 299
 —, Mahlschema 300
 —, schemat. Arbeitsweise 297
 —, schemat. Darstellung 298
 Dulong'sche Formel 348
 Duothermschaltung 538
 Duplex Pumpen- und Olerhitzungsan-
 lage 371
 Du Pont 355
 Durchlaufhomogenisierung im Kegel-
 kammersilo 331 f.
 Durchlaufmahlung 40
 — Umrechnung auf 134
 Durchlaufmühlen, Übersicht 222 f.
 Düsenbrenner, Drei — für höheren
 Heizöl-Durchsatz 407
 Dutch State Mines 297
 Edison, Thomas A. 341
 Einbauten, keramische 432 f.
 Eingangsschwankungen 319
 Einkammermühle 167
 Einlaufkrümmer 532
 Einschwingenbrecher 48
 Eisenerz 4
 Eisenoxidhydrat 142
 Elektrofilter 595 ff.
 — mit Verdampfungskühler 598
 Elektrohydraulischer Effekt 254
 — Zerkleinerungsprozeß 255
 Elektronische Halbleiter 160
 Emissionen, sichtbare 579
 —, Vorschriften versch. Länder 578
 Engler-Grade 363
 — Skala 362
 Entsäuerungsgrad 450
 Entstaubung 572 ff.
 —, Arten 583 ff.
 —, Betriebskosten 572
 —, Druckwiderstand 583
 —, elektrische, Darstellung 597
 —, Luftmengen 574 f.
 —, Wirkungsgrad 583
 Epichlorhydrin 570
 Erdgas 375 ff.
 — brenner 409 f.
 — mit verschiebbarem Düsen-
 kern 410
 —, Düsenaustrittsgeschwindigkeit 409
 —, Flammentemperatur 376 f.
 —, Förderkosten 341
 —, Heizwert 375
 —, Übergang von Kohle auf 342
 —, Verbrennung 378 ff.
 — von 1 m³ 380
 —, Verbrennungsgasvolumen 381
 Erhärtungsmodul 18
 Erwärmungszeit von Kalksteinteil-
 chen 446
 — von Quarzteilen 447
 Etappendrehen 152
 Exxon-Thermalöl 370
 Falschluff, Eindringen von 395
 Faserstoffe für Tuchfilter 588 f.
 Federrollenmühlen 234 f.
 —, Größen 235
 —, Leistungsdiagramm 235
 Feinmahl/anlage 109
 — faktor 133
 Feinmahlung mittels kleiner Mahlkör-
 per 223 ff.
 Feinzerkleinerung 43
 Ferrari-Zement 14
 Fertiggut, Bestimmung von Feinantei-
 len 293 ff.
 —, Windsichter — 294
 Feuchtigkeit, Art der 86
 feuerfestes Material, Verschleiß 567
 Feuerfestigkeit 561
 Feuerungen, automatische Rost — 92
 —, Gas — 92
 —, Planrost — 92
 Filtertuch-Fläche, Verhältnis von Luft-
 menge zur 589
 Filzfilter 588
 Fischölstearat 190
 Flachkegel- oder Symonsbrecher 55,
 61 ff.
 Flammentemperatur 352, 368
 —, theoretische von Heizölen 368 ff.
 Fließbett 551
 — effekt 535
 —, Materialkühler 206
 Flüchtigkeitsfaktoren 458
 Flugasche-Silo 316, 558
 Fluoridgehalt 8
 Folax- (Rost)kühler 529, 545 ff.
 —, Wärmebilanz 547
 —, Wirkungsgrad 547
 Forschungsinstitut d. Zementindu-
 strie 551
 Frequenzumformer 160
 Fujairah Cement Industries 335
 Fuller Company 60, 197, 206 f., 270,
 282 ff., 318 ff., 336, 396, 439 f., 479, 499,
 519, 533 ff., 538 ff., 591
 Fuller-Traylor 185
 Fuller-Verfahren 318 ff.
 Futterstärke 565

- G...aler 548 f.
 Gas/feuerung 92
 —reinigungsbau 572
 —(rohr)leitungen, Absperrvorrichtungen 247 f.
 —, Dimensionierung 449
 —u. Materialtemperaturen im Wärmetauscher-Drehofen 449 f.
 —volumina, Umrechnung auf Betriebstemperatur 349
 —u. thermochem. Reaktionen 349 f.
 Gates-Brecher 55
 Gebläsebelastung 113
 Gegenflügelsystem 264
 Gegenstromtrockner 84
 Gegenstromwärmetauscher 469 ff.
 —, Aufbau 471
 —, Gepol — 468 ff.
 —, Schnittbild 468
 —, Betriebsdaten von Drehofenanlagen mit 470
 —, Schacht — in Zwillingsausführung 472
 —, Wärmeeffekt 471
 Gebläseantrieb, Investitionskosten 161
 —, Raumbedarf 162
 —, Mühlenantriebsmotor, Stator 163
 —u. Mühle 166
 Gewebefilter 587 ff.
 —, Glas — 590 ff.
 GG (Gas Generator)-Vorcalcinierungsverfahren 514
 Giprocement (Sowjet. Forschungsinstitut) 429
 Gips-Schwefelsäure-Verfahren 433
 Girlandenkette 425
 Glasgewebe/filter 590 ff.
 —, Druck — 590
 —, Saugfilter 591
 Gleichstromtrockner 85
 —, Endfeuchtigkeit 85
 Gleitlagerschalen 170
 Gleitring 172
 Gleitschuhlagerung 94
 Gon 386
 Graphit 190
 G...erkleinerung 42
 G...W. 351
 Gutbett-Walzenmühle 259
 —, Feinmahlung 258 ff.
 —, Klinkermahlanlagen mit 259
 —, Mahlsysteme 255 ff.
 —, Vormahlung 257 f.
 Halden 304 ff.
 —, Längs — 304
 —, Ring — 304
 —, Rund — 304
 —, aufbau 304 ff.
 —, Dachaufbau 304
 —, mit Transportband u. Abwurfwagen 304
 —, Größen 316
 —, Kamm 315
 Hammer/brecher 66 ff.
 —, Doppelwellen — 67 f., 70 f., 73
 —, Durchsatzleistung 68
 —, Einwellen — 67, 73
 —, Schlaghammer für 68
 —, Röhren, schnellaufende 574
 —, Jagwerk 543
 Hardgrove Mahlbarkeits-Index 129 f.
 Hauptentstauber 115
 Hazemag, Dr. E. Andreas KG 81, 100 f., 104
 Hebewerk, hydraulisches 59
 Heißgaserzeuger 112
 Heißkammer 443
 Heizöl 362 ff.
 —, amerikanisches, Klassifizierung 365
 —, Typ. Analysen u. Eigenschaften 366
 —, Durchsatz, Drei-Düsenbrenner für höheren 407
 —, Heizwert 365
 —, Lagertank mit Auslauferhitzer 369
 —, schwefelreiches 7
 —, S-Kennwerte 367
 —, spez. Gewicht 364
 —, spez. Wärme 367
 —, Verbrennung 372 f.
 —, Vorbereitung 368
 Heizwert 347 ff.
 —, oberer 348
 —, unterer 347 f.
 —u. Wärmeverbrauch 348
 —, Verlust an 349
 Hess'sches Gesetz d. konstanten Wärmesummen 376
 Heyd 206, 268, 270
 Hochdruck/Ölanlaßvorrichtung 173
 —, schmierölkreislauf 157
 Hochofenschlacke, granuliert 87
 Homogenisier-/anlage 322 ff.
 —, Chargen — 322
 —, Chargen — Durchlauf — 324
 —, Überlauf — 323
 —, Kammersilo, Verfahren 339
 —, Funktionsdarstellung 339
 —, silo, Scherstrom — 330
 —, system, diskontinuierliches 322
 —, Polysius 321 ff.
 —, verfahren 329 ff.
 —, Scherstrom — 329 f.
 Homogenisierung, chargenweise 320
 —, Kegelkammersilo zur 332
 —, kontinuierliche 320 f.
 —, mit Oberstocksilos 330 f.
 —, Verbesserung der 328
 Hörgrenze 409
 Horizontaler Fuller-Kühler 534
 Hubsteine (Hubleisten) 383, 434
 —, keramische 434
 —, metallische 434
 Hukki, R. T. 177
 Humble Oil and Refining Co. 366
 Hydratationswärme 13
 Hydraulefaktoren 13
 Hydraulischer Index 17
 —, Modul 13
 —, Berechnung nach dem 20 f.
 IBAU-Hamburg 333 ff.
 IKN-Ingenieurbüro Kühlerbau 549 f.
 Inspektorat für Emissionen der Zementindustrie 582
 Integralofen mit Vorcalcinierungssystem 494
 —, im Ofeneinlauf 494 f.
 Iowa Manufacturing Co. 76
 Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd. (IHI) 473 ff.
 Jacob, K. 137 f., 220
 —, Meßzahl 138
 —, Mühlenformeln 137
 Joisel, A. 120, 251
 Kalk/formeln 14 ff.
 —, komponenten 1 ff.
 —, menge, maximale 15
 —, mergel 2
 —, sättigungsgrad 14 f.
 —, Berechnung nach dem 22 f.
 —, spat 1
 —, standard 16 f.
 —, werte 17
 —, stein 1
 Kalometrische Bombe 367
 Kalorischer Modul 18
 Kaldruckfestigkeit 561
 Kanalradsichter CAROPOL® 281 f.
 —, Funktionsprinzip 282
 —, mit Außenventilator 281 f.
 Kaolin-Gruppe 3
 Kaolinit 3
 —, des Tones 87
 Kapazitäts-Meßzahl 137
 Kapillarwasser 86
 Kassatkin'sche Formel 128
 Kawasaki Heavy Industries, Ltd. 216, 499 ff.
 Kegelebrecher 55
 —, Antriebsenergie 62
 —, Drehzahl d. Brechkegels 61
 —, Größe 61
 —, Leistungsformel 62
 —, sowj. Erzeugung 63
 Keil, F. 218
 Kennedy van Saun 77
 Ketten/antriebsräder 554
 —, einbauten 423 ff.
 —, freie Zonen 425
 —, material 426
 —, oberflächen 426
 —, vorhang 424
 —, zone(n), Länge der 425
 —, eines Trockendrehofens 424
 —, raum 426
 KHD Humboldt Wedag AG 72 f., 77 ff., 91, 94, 105 ff., 114, 162, 274 ff., 387, 445 ff., 496 ff., 523, 532 f., 540, 542, 599 ff.
 Kick, F. 132
 Kiesabbrand 4
 Kieselsäuremodul 14
 Kind-Modul (KM) 193
 Kind'sche Formel 15
 Klebeverfahren 570
 Klinker, abgelagerter 191
 —, Abzug unterhalb d. Klinkersilos 556
 —, Aggressivität 563
 —, analyse u. potent. Phasenzusammensetzung 36 ff.
 —, Aschenabsorption 26
 —, Aufgabe von heißem 202
 —, austrittstemperaturen 528
 —, brand, theoret. Wärmebedarf 452 ff.
 —, brennöfen, projektierte u. erreichte Leistungen 419
 —, Dicalciumsilikat im 135
 —, Erhöhung d. Littergewichts 354
 —, Feinanteile 542
 —, kühler 520 ff.
 —, Arten 521
 —, Kühlluftmenge 520

- , Wirkungsgrad 520
- , kühlung 517 ff.
- , Geschwindigkeit 517
- , Grad der 520
- , langsame 518
- , schnelle 517
- , u. chem. Widerstandsfähigkeit 518
- , u. Mahlbarkeit 518 f.
- , u. Raumbeständigkeit 517 f.
- , Lagerung 130
- , Mahlanlagen 216
- , mineral(e) 9
- , bildung, schnelle 420
- , gehalt verschiedener 12
- , phasen 12
- , qualität 528
- , schmelze, basische 567
- , silo(s) 556
- , Abzug v. Klinker unterhalb des 556
- , aus Betonfertigteilen 557
- , in Kegelform 557
- , Lagerkapazität 556
- , transport 552 ff.
- , —Band 553
- , —, Kettensegment 553
- , mit Stahlzellenband 555
- , staubfreier 554
- , zonenlänge, Verhältnis zur Gesamtlänge 392
- , zusammensetzung, potent. 10 ff.
- Kniehebel(brech)platten 49 f.
- Kobe Steel, Ltd. 510
- Kohle(n) 345 ff.
- , analyse 347
- , angenäherte 347
- , elementare 347
- , asche 345
- , Berechnung d. vom Klinker absorbierten Menge 26 ff.
- , aufbereitung 355 f.
- , Kosten f. Anlage 341
- , von 1 t 342
- , Charakteristik 344
- , Einblasmühle 358 f.
- , Indirekte 360
- , Tirax — 362, 369
- , Feuchtigkeitsgehalt 357
- , förderanlagen, Investitionskosten 341
- , jüngerer geol. Formationen 346
- , Klassifikation 347
- , kolloidale 190
- , kurzflammmige 346
- , langflammmige 346
- , mahlanlagen 233
- , Mahltrocknungsmühle 362
- , mahlung 357 f.
- , Energieverbrauch 357
- , mühlen 574 f.
- , Betriebsweise 358
- , sorten, minderwertige 405
- , staub, Konzentration 355 f.
- , brenner 403 ff.
- , explosion 355
- , trocknung 356 f.
- , Übergang von — auf Erdgas 342
- , u. Koks, element. Zus.setzung 345
- , Umstellung v. Heizöl auf 344
- , Verbrennungsgasvolumen 381
- , Vergleich mit Heizöl 373 f.
- , wasserstoffe, schwere 375
- , Zündtemperatur 350 f.
- Koks 190
- Kolophonium 190
- Kombinationskühler 534 ff.
- Kompaktumrichter 162
- Korn/aufspaltung 104
- , bandverteilung d. Endproduktes 285
- , größenverteilung versch. Zemente 261
- , verteilung v. Normalzementen 244
- Koronaentladung 595
- Korrekturbestandteile 4 f.
- , chemische Zusammensetzung 5
- Kreide 1
- , Calciumcarbonatgehalt 2
- Kreislagermischbett, überdacht 314
- Kreislauf/mahlung, geschlossene 40
- , mühlen 212 ff.
- Krupp Grusonwerk 523
- Krupp Polysius AG 93, 95, 99, 101 ff., 110 ff., 114, 159, 185, 204, 228, 240 ff., 245, 253 ff., 273 f., 279 ff., 305, 310, 316, 321 ff., 358, 411, 431 f., 462 ff., 468 f., 483 ff., 486, 499, 523, 533, 543 ff.
- KS-5-System 503 f.
- KSV (Kawasaki Spouted bed and Vortex chamber) — Vorcalcinator 499 ff.
- , Schematische Darstellung 500
- , Tangentiale Einführung von Tertiärluft 500
- Kühler/abluft 539
- , entstaubungsanlage 528
- , rohre, therm. Überbeanspruchung 530
- , volumen u. Ofendurchsatz 526
- , wirkungsgrad 539 f.
- Kühl/luftventilatoren 542
- , trommel 521
- , —, Durchsatz 522
- , —, —Planetenkühler-Kombination 533
- Kugel/mühlen-Leistung 134 ff.
- , packung, hexagonale 178
- , ringmühle 232 ff.
- Kunstharz, modifiziertes 570
- Lachgas 353
- Längshalden 304
- Längs/lager, gedecktes, mit Absetzer und Schaufelradgerät 312
- , verband 569
- Lagerkühlwasser 174
- Langsamdrehoperationen 152
- Lauf/ringe, Anordnung 394
- , rolle mit Kugellager 554
- Leitschaukelkranz 264
- Lepol-Ofen 440 ff.
- , —, mit doppelter Gasführung 441
- , —, mit einfacher Gasführung 440 f.
- , Rost 411, 442
- Lewenson, L. B. 121
- Lime Saturation Factor 17
- Loesche 93, 228 ff.
- , Mühle 99, 228
- Luft/abschlußschleuse 112
- , durchlässigkeits-Prüfmethode 189
- , förderrinnen 575
- , kanonen im Wärmetauscher gegen Ansatzbildung 515 ff.
- , pulsierende 319
- , „Techn. Anleitung zur Reinhaltung“ (TA Luft) 580
- , Tragfähigkeit 296
- , verteilungskasten 317
- , Vorschriften zur Reinhaltung 578 ff.
- Luftstrom/-Kreiselsichter 228
- , mühlen 115, 360
- , —, Mahltrocknung in 98 f.
- , —, mit Gleitschuh- u. Halslagerung 358
- , sichter 98
- , —, mühlen 139
- MAAG-Zahnräder AG 150 ff., 155 ff.
- Magnesioferrit 564
- Magnesitsteine, Empfindlichkeit gegen Wasser 562
- Magnesiumoxid 5
- , Hydratation 562
- Mahl/anlagen, Bauflächen für 222
- , —, Minipebs — 223
- , —, techn. Daten 213 ff.
- , arbeit 118
- , barkeit, Einfluß d. chem. u. potent. Zus.setzung 192 ff.
- , —, nach Zeisel 260
- , —, u. Al₂O₃-Gehalt 192
- , —, u. C₂S-Gehalt 194
- , —, u. Fe₂O₃-Gehalt 193
- , —, u. Feuchtigkeit d. Klinkers 194 f.
- , —, u. Silikatmodul 192
- Mahlbarkeits/koeffizient 135 f.
- , methoden 130
- , prüfer 221
- , prüfmühlen 129
- Mahl/energieverbrauch, Feuchtigkeit und 194
- , feinheits-Korrekturfaktor 135 f.
- , gut, Anzahl d. Kugelschläge auf das 120
- , hilfen 189 ff.
- Mahlkörper/bewegung in Rohrmühlen 121
- , füllung in Mühlen 121
- , gattierung v. Zementmühlen 125 f.
- , Gesamtladung 122
- , Gewicht 124
- , Mühlenfüllungen 124
- , u. Mahlgutfüllungen 123 f.
- , Verpelzung 189, 191 f.
- , verschleiß 103, 147
- , verteilung im Mühlenquerschnitt 120
- , Wolfram-Karbid — 249
- Mahlkugel(n), Anhebewinkel 119
- , Brinell(BHN)- u. Rockwell(Rc)-Härte 141
- , chem. Zusammensetzung 141
- , Daten 140 ff.
- , Durchmesserabnahme 145
- , formel 126 ff.
- , —, nach Bond 127
- , —, Härte 141
- , —, in den versch. Zonen 142
- , —, Ni-Hard — 144 f.
- , Qualität 143
- , schläge, Anzahl auf das Mahlgut 120
- , —, pro Umdrehung 120
- , Schüttgewicht 122
- , Verschleiß 142 ff.
- , —, hochverschleißfester — 146
- Mahlleistung 175
- , spezifische 84

- 1 Mühlergröße 208 f.
- Mähtleistungsdiagramm 219
- Mahl-/methoden im Entwicklungszustand 249 ff.
- schüssel 234, 237
- systeme, Leistungsbedarf 139
- teile, Verschleiß 237
- Mahl-trocknung 40, 84, 93 ff.
- in Aero-fall-Mühlen 101 ff.
- in Luftstrommühlen 98 f.
- in Rohrmühlen 94 ff.
- in Rollenmühlen 99 f.
- Mahl-trocknungsanlagen 95, 115
- , Fließbild 231
- , Tandem — 94
- systeme, Arbeitsbedarf 113 f.
- vorgang 236
- Mahl-/trommel, Strahlungsverlust der 196
- walzen 234
- Mahlung, Durchlauf — 40
- , geschlossene Kreislauf — 40, 217 ff.
- im offenen Kreislauf 217
- laß — 40
- ocken — 40
- u. Wärmeerzeugung 195 f.
- Marmor 1
- Martin, G. 414
- Material/stauungen 383
- temperatur 87
- MB-Verfahren, schematische Darstellung d. Vorcalcinerators 505
- , Vorcalcinerung 504 ff.
- Mechanische Festigkeit 561
- Packung 191
- Mechanochemische Reaktionen 142
- Mergel 2
- Meßfehlerstandardabweichung 337
- Metall/gußplatten, mikroporöse 317
- verschleiß beim Mahlen 142
- MFC (Mitsubishi Fluidized Calciner)-Wärmetauscher 480 f.
- Mineral Industry Surveys, U.S. Dept. of the Interior 343
- Mineraliengehalt verschiedener Klinker 12
- Mineralphasen des Portlandzementklinkers 8 ff.
- Miniprebs-Mahlanlage 223
- Mühle f. Zementmahlung 225
- Mischbett-Abbau 309 ff.
- mit Schaufelrad 311
- anlage 310
- aufbau 304 f.
- Methoden, Dachaufbau (Chevron-Meth.) 304, 307
- , Flächenaufbau 306
- , kontinuierliche Aufschüttung 307
- , Längsstreifenaufbau 306
- , wechselnde Aufschüttung 307
- , Zeilenaufbau (Windrow-Meth.) 305, 307
- mit Bandabsetzer 305
- Misch-/effekt 316, 337
- faktor 337
- feuerung 345
- gutverteiler 325
- kammersilo, Verfahren 336 ff.
- mit WT-Beschickung 337
- kristallphasen 9
- luft, Luftdruck 320
- kompressor 318
- silos, Eisenbetonwände 321
- für gr. Leistungen 321
- mit ebenem Boden 321
- verfahren 325 f.
- zeit, Mischungszeit 319
- u. Sollwert 319
- Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. 480 f., 514
- Mitsubishi Mining and Cement Co., Ltd. 480 f.
- Mitten/abluft 539
- austrag 111
- MKT (Mehrkomponententrennungs)-Sichter 270 f.
- Modul 14 ff.
- , Erhärtungs — 18
- , hydraulischer 13, 20 f.
- , kalorischer 18
- , Kieselsäure — 14
- , Silikat — 13, 23 ff.
- , Tonerde — 14
- , Zement — 13 f.
- Möller, Johannes 329 ff.
- Mohs'sche Härteskala 1
- Moment-Calcinierkammer 473
- Montmorillonit-Gruppe 3
- MPS-(Walzenschüssel-)Mühle 99, 228, 235 ff.
- , Arbeitsbedarfs-Kennlinien 238
- , Leistungs-Kennlinien 238
- Mühle(n)/abgas 112
- , Aero-fall — 101 ff.
- , antriebe 150 ff.
- , Arbeitsvolumen 124
- , Ator — 99
- , Combidan — 225
- , dimensionierung 167
- , Doppelrotator — 110 ff., 114
- , drehzahl(formeln) 119
- , kritische 117 ff.
- , praktische 119
- , Durchlauf — 222 f.
- , durchmesser u. Leistungsbedarf pro m Mühlenlänge 210
- u. Panzerplattenverschleiß 148 f.
- , Einkammer-Rohr — 106
- , entlüftung 196 f.
- , ET-Hammer — 107 ff., 113
- , Federrollen — 234 ff.
- , füllungen, Hinweise 122 f.
- mit Mahlkörpern 124
- , füllungsgrad 121
- , gebläse, Bemessung 231
- , geräusch 185
- , Gleitschuhlager 171
- , hydrodynamisches 172
- , halszapfen 170
- , kammertrennwände 111, 180
- , Kreislauf — 212 ff.
- , kühlung durch Wassereinspritzung 197 f.
- nach dem F.L.Smith-System 200
- , Kugeling — 232 ff.
- , lager 169
- , Temperaturmessung 171
- , leistung 117
- , leistungsbedarf 131
- , Loesche — 99
- , Luftstrom — 98, 115
- , sichter — 139
- , Mahlkörperfüllung 121
- , mantel, Wasserkühlung 197
- , Miniprebs — 225
- , motoren, Auslegung von 160
- , MPS — 99, 228, 236
- , Walzenschüssel — 99, 235 f.
- , Panzerplatten, Oberflächen 174
- , panzerung, schraubenlose 179 f.
- , schraubensparende 179
- , Peters-(Kugeling) — 232 ff.
- , Planeten-Kugel — 249 ff.
- , Polysius — 99
- , Prallhammer — 105 f., 113
- , querschnitt, großer 93
- , Verteilung von Mahlkörpern im 120
- , Rohmaterial — 212, 214
- , Rohr — 94 ff.
- , Rollen — 99, 116, 225 ff.
- , Stauringe 184
- , Stirnwände 169
- , trennwände, aktive Oberflächen 182 f.
- , Doppeltrennwand 181
- , Schlitzbreiten 183
- , Schlitzöffnungen 182
- , trommel, Durchmesser 168
- , Winkelgeschwindigkeit 118
- , typ-Korrekturfaktor 136
- , Umlauf — 139, 222 f.
- , Verbund — 139
- , rohr — 217
- , Vergleich d. Leistungsfähigkeit 221
- , volumen, nutzbares 122
- , spez. u. Leistungsbedarf 208 ff.
- , Walzen — 228 ff.
- , Windsichter — 222 f.
- , wirkungsgrad 117
- , Zement — 213, 215
- , zylinder, Mantelstärke 168
- , Normen 168
- , optimale Dimensionen 167 ff.
- Müller, F. 445
- Multi-Strom-Silo 324 f.
- , zyklon (Vielfachzyklon) 586 f.
- , Längsschnitt 586
- , Wirkungsgrad 587
- NA (mit niedrigem wirksamem Alkaligehalt)-Zement 6
- Na₂O-Reduktion, Berechnung 459
- Nach-/entstauber 115
- , kühlung 543
- , mahlung 102
- Naredi, R. 148
- Naß- und Trockenverfahren, Vergleich 411 ff.
- Naßdrehöfen, äußere Wärmetauscher für 430 f.
- , Einbauten in 427 ff.
- in UdSSR 418
- , lange 416 ff.
- , Arbeitsbedarf 418
- , Dimensionen u. Leistungszahlen 417
- Naßmahlung 40
- im geschlossenen Kreislauf 297 ff.
- , Planetenkugelmühle für 250
- Naßmühlen mit sortierenden Panzerplatten 176
- , trennwände 184
- Naßverfahren-Anlagen in UdSSR 413
- , Wärmeverbrauchsrate 412
- Nickel- u. Eisenerzpellets 443
- Niederschlagselektrode 595

- Ni-Hard-Mahlkugeln 144
 —Material 237
 —Werkstoff, chem. Zusammensetzung 145
 —in der Hartzerkleinerung 144
 Nikon Cement Co. Ltd. 510
 NO_x-Brennstoff — 354
 —Erzeuger in den USA 354 f.
 —Gehalt d. Abgase beim Zementbrennen 353 ff.
 —thermisches 354
 Nordberg 185
- Oberflächen-Energien 191
 Öl/hochdruckpumpe 170
 —Rücklaufbrenner 407 f.
 Ofen/auslaufringe, relative Bewegung 399 f.
 —deformations-Meßgerät 561
 —drehzahl u. Ofendurchmesser 388
 —, Schaubild 387 f.
 —eintrittstemperatur 447
 —ende, heißes 395
 —, kaltes 395
 —füllungsgrade 384
 —, höhere 385
 —u. Drehofendurchsatz 385
 —u. Drehofenneigung 385
 —futter 560 ff.
 —gase in Brennzone, Geschwindigkeit 415
 —, Teilabzug 8
 —, Temperatur in Sinterzone 396
 —leistung, spez. 450
 —mantel, Spannungsrisse 399
 —, Wärmeverluste 565
 —, Wasserkühlung 400
 —neigung 384
 —staubkonzentration, maximal zulässige 582
 —umfangsgeschwindigkeit 450
 —WT-Kreislaufdiagramme von flüchtigen Bestandteilen 489, 491
 Oktanten-(Homogenisierungs-)system 318, 323
 —, Fuller — 321
 —, Schema 318
 Onoda Cement Co. Ltd. 282, 483
 Onoda-Kawasaki 482 f.
 Orenstein und Koppel AG 67, 70 f., 75, 114, 464 f.
 Orsatapparat 373
- Panzerplatten, Backenbrecher — 45
 —, Befestigung 179
 —, gerippte 44
 —, gewölbte 47
 —verschleiß 147
 —u. Mühlendurchmesser 148 f.
 Papadakis-Formel 128
 Paraffine, Schmelzen 374
 PASEC Voralciniervorverfahren/-system 506 ff.
 —, Fließbild 507
 Patentamt der Tschechoslowakischen Republik 444
 Periklas 5
 —kristalle 517
 Peters, Claudius AG 232 ff., 336 ff., 540 f., 548 f., 558
 Pfeiffer, Christian 181, 183, 267 f., 270
 Pfeiffer Gebr. AG 228, 235 ff., 267
- Phosphorgehalt 8
 Pillard Ölfeuerung GmbH 405, 408, 410
 PKS Engineering GmbH u. Co. 247
 Planetenkühler, alte Bauart 523 f.
 —Antrieb u. Arbeitsbedarf 530
 —, Bewegung d. Klinkers 524
 —, Hubelemente im 527
 —, Kennzahlen 529
 —, neue Bauart 525 ff.
 —u. Drehofendurchmesser 527
 —, Wärmebilanz 529 f.
 —, Wasserkühlung 531
 Planeten-Kugelmühle 249 ff.
 —für Naßmahlung 250
 —für Trockenmahlung 251
 —, schematische Anordnung 250
 Planeten/träger 156
 —zylinder 252
 Planrost-Feuerungen 92
 Plastische Materialien, Trocknung 88
 Platten/entstauber 596
 —oberflächen 175
 Pneumehsilo 558
 Polysius AG siehe Krupp Polysius
 Polysius-Mühle 99
 —Rohrbach-Verfahren, Schema 485
 Porenvolumen, offenes 568
 —, wahres 568
 Porosität 568
 Portlandzementklinker, Mineralphasen 8 ff.
 Potentiometer, Präzisions — 335
 Prallbrecher 74 ff., 104
 —, Compound — 81
 —, Doppelwellen —, Prallwirkung 75
 —, Einwellen — 74, 76
 —, Fein — „PEF“ 78 f.
 —, Grob — „PEG“ 77 ff.
 —, Hartgestein — „Hardopact“ 77 f., 80
 —, Prallraumgestaltung 75
 —, Prallstangen 75
 —, Schlägleisten 74
 —, Zerkleinerungsenergie 74
 Prallhammer/brecher (EV —) 81 ff.
 —mühle 105 f., 113
 Prall/trockner 104, 115
 —trocknung 104
 Pralltrocknungs/effekt 95
 —Einrichtungen 104
 Prallzerkleinerung 74
 Prerauer Maschinenfabrik 540, 569 ff.
 Propylenglykol 190
 Pulsierender Druck 587
 Pyroclon-Voralcinator, Ausführungs-möglichkeiten 498
 —Voralciniervorverfahren 496 ff.
 Pyrorapid-Ofen 419 ff., 499
 PZBM-„Makrum“ 540
- Quadranten-System 322
- Ransome'sche Patentzeichnung des Zement-Drehofens 382
 Raumbeständigkeit 563 f.
 Raymond 93, 234 ff.
 Rebinder 120
 Rechenkreuzverfahren 19
 Rechnungssymbole 20
 Recupolkühler 543 ff.
 —, Kühlluftverteilung 545
 —, Querschnitt 544
- Reduktionsgetriebe, Antrieb mit 159
 Redwoodsekunden 362
 Reibungskraft 390
 Reingasstaubgehalt 115
 —, maximaler 582
 Rekuperator 549
 Rieseleinbauten 88
 Rillen/bildung 177
 —(Panzer)platten 177 f.
 —profil 178
 Ringelmann Rauchstärke-Skala 579 f.
 Ringhalden 304, 307
 —, Misch — 314
 —mit sektionsweiser Chevron-Aufschüttung 308
 Rippen, Panzer — 44
 —, überhöhte 45
 Ritter von Rittinger 132
 Röhrenentstauber 596
 Rohgasstaubgehalt 115
 Rohmaterial/komponenten, plastische 412
 —Mahltröcknungsanlagen 215
 —mühlen 212, 214
 —, Qualitäts-Sollwert 316
 Rohmehl/berechnung nach dem gesuchten potent. Gehalt an Klinkermineralien 32 ff.
 —bevorratung 333
 —Homogenisierung im Kegelkammersilo 332
 —, pneumatische 317 ff.
 —partikel, Abscheidungszeit 446
 —, Erwärmungszeit 446 f.
 —, Teilchengröße 446
 —Schwebegas-Wärmetauscher, Horizontalzyklon im 503 f.
 —, Vertikalzyklon im 504
 —Wärmetauscher 464 f.
 —, schemat. Darstellung 464
 —, spez. Wärmeverbrauch 465
 —zusammensetzung, Berechnung 19 ff.
 Rohmischung bestehend aus drei Komponenten 25
 Rohrbach, Dotternhausen 483
 Rohrkühler, Wandwärmeverluste 522
 Rohrmühlen, Durchmesser u. Leistungsbedarf 209 f.
 —, Einkammer- 106
 —mit kugelsortierender Panzerung 106
 —, getriebeloser Antrieb 160 ff.
 —, Gleitschuhlager 173
 —, Größen 216
 —, Inbetriebnahme neuer 185
 —, Investitionskosten 210 ff.
 —, Lagerkühlung 174
 —, Leistungsbedarf u. $\frac{L}{D}$ -Verhältnis 209
 —, Mahlgutverweilzeit 185
 —, Mahlkörperbewegung 121
 —, Mahltrocknung in 94 ff.
 —mit sortierenden Panzerplatten 176
 —, Wärmebildung in 195 f.
 Rohschlammmentwässerung 421 ff.
 Rohstoff(e) 1 ff.
 —komponenten, Berechnung mit vier 31 f.
 —, Nebenbestandteile 5 ff.
 —trocknung 84 ff.
 Rollenmühlen 228 ff., 240 ff., 246, 358
 —, Ansicht 242

- beittschema 241
- Aufbau 240
- für Klinkermahlung 244
- Mahltrocknung in 99 f.
- Mahltrocknungsanlagen mit 116
- verfahren, Wirtschaftlichkeit 245
- Rollenstation, zusätzliche 525
- Rostfeuerungen, automatische 92
- Rostkorbausziehwagen 72
- Rostkühler 519, 533 ff.
- , Fuller- 533 f.
- , horizontale 534
- , Größenbezeichnung 538
- , Klinker- 533, 540 ff.
- , Modell „Wolga“ 540
- , versch. Luftarten 535
- , Wärmebilanz 538 f.
- Rostplatten 542
- system 549 f.
- RSP (Reinforced Suspension Preheater)-Prozeß 482 f.
- Wärmetauscher 482 f.
- Rückblasluft 587
- , laufbrenner, Öl — 407 f.
- R — sprühung 599
- Ruhland, W. 405
- Rundbrecher 55 ff.
- , Größenbezeichnung 58
- , Leistungsfähigkeit 57
- , Leistungszahlen 59
- Rundhalden 304

- SAE (Society of Automotive Engineers) — Standards 143
- Satellitenkühler 532 f.
- Sauerstoff im Gasgemisch 356
- Saybolt-Furol 364
- sekunden 362
- , Universal 364
- Schacht-Klinkerkühler 550 ff.
- , thermischer Wirkungsgrad 551
- Schallschutz-Maßnahmen 531
- Schallwellen, Reinigung mit 588
- Scherer, W. 124
- Scherstrom-Homogenisiersilo 330
- , Homogenisierverfahren 329 f.
- Scheuchter, F. J. 177
- S — ckenrocknung 87
- Schlagpralltrockner bzw. ET-Hammermühle 107 ff.
- , Kapazitätsdiagramm 110
- , Verschleiß 113
- Schlamm/düse 298
- , entwässerung, chem. 421 ff.
- , mech. 423 ff.
- , ringe, Vermeidung 423
- , siloraum 412
- , trockner 429
- , verdünnungsmittel 190
- , verflüssiger 421 ff.
- , vorwärmer 427 ff.
- , mit 6 Wärmetauscherkammern 428
- , Schema 427
- Schlauchschwinge 587
- Schmiertheorie, hydrodynamische 170, 173
- Schnell/binder 195
- , brand-Verfahren 420
- , calcinierer 473
- , trockner 100 f.
- , Größen 101
- , HAZEMAG — 100
- , mit Wurfschaufeln 115
- , Wärmebilanz 101
- Schrägrost-Klinkerkühler 540
- Schroebl, W. 150
- Schubrostkühler 534
- Schütttschicht-Filter 592 ff.
- Schwebegaswärmetauscher 444 ff.
- Schwefel 6 f.
- , gehalt 6
- Schweizer Zement-Fabrikanten 581
- Schwenkband, stationäres und Schwenkkratzer 307
- Schwerkraft-Mischprozeß 336
- SCS (Sumitomo Cross Suspension Preheater and Spouted Furnace)-Vorcalciniervorfahren 514 f.
- Seitenkratzer 310
- Seyboth-Rost f. Kesselfeuerung 534
- SF-Vorcalcinator/-ieranlage 478
- , mit Beipß 479 f.
- , mit Kohlefeuerung 479
- , Strömungsverlauf 478
- , Wärmebilanz 477
- SF-Wärmetauscher/-anlage 473 ff.
- , Daten 476
- , verfahren, Fließdiagramm 476
- , spez. Drehofenleistung 474
- , Temperaturverteilung in Schnellcalcinierringkammer 477
- Sichelschieber 247
- Sichter, Baugrößen u. Leistungsdaten 278
- , Luftstrom — 98
- , mit Außenventilator 276 ff.
- , Stromwind — 108
- , Wind — 96 f., 112
- Sichtraumquerschnitt 296
- Silikatmodul 13
- , Berechnung mit 23 ff.
- Silo-Baukostenanalyse 339 f.
- , für zwei Silos mit unterschiedl. chem. Unterbau 340
- , körper, Investitionskosten 339
- , raumausnutzung 337
- Sinkgeschwindigkeit 329
- Sinterzone, Ofengastemperatur 396
- , Wärmebelastung 416
- Sinterzonen/länge, Festlegung 564
- , u. spez. Wärmeverbrauch 416
- , querschnitt, lichter, Wärmebelastung 415
- SKET/ZAB (VEB Zement-Anlagen-Bau) 96, 185, 228, 276 ff., 325 f., 428, 466 f., 540
- Slegten, J. 131
- Smidth, F. L. u. Co. A/S 81 f., 107 ff., 158 f., 169 ff., 185, 199 ff., 223 ff., 286 ff., 308, 312, 316, 326 ff., 359 ff., 400 f., 422, 427 f., 449, 486 ff., 490 ff., 523 ff., 526 ff., 531, 545 ff., 589
- Society of Automotive Engineers (SAE) 143
- Socony Mobil Oil Co. 370
- Sortierende Mühlenpanzerungen 175 ff.
- , Panzerplatten in FLS-Naßmühlen 176
- , in FLS-Rohrmühlen 176
- , in FLS-Zementmühlen 176
- Southard-Viskosimeter 422
- Southern Natural Gas Company 379
- Spalling-Effekt 563 f.
- Spaltungswärme 376
- Spannungswelle 253
- Spektrophotometer Analysator 355
- Spez. Oberfläche 187 ff.
- , nach Blaine 133
- , nach Wagner 133
- , nach Wagner u. Blaine 188
- , u. Korngröße von Zement 133, 187
- , u. Siebrückstand von Zement 187
- Sphärolitisches Gußeisen 169
- Spiraleinbauten 89
- Spritzmasse, feuerfeste 571
- Sprühum 600
- Stahl/verschleiß 144
- , Arten 144
- , zellenband 553
- Standard-Kohlenmühlen 363
- , kalk 16
- Starke-Formel 130 f.
- Statische Elektrizität 191
- Staub/absetzkammern 583 f.
- , f. Abgase v. Drehöfen u. Trocknern 584
- , anfall im Trommeltrockner 114
- , arten 573
- , chem. Zusetzung 573
- , entwickler 576
- , gehalt im Reingas 115
- , im Rohgas 115
- , von Abluft u. Abgasen 576
- , zulässiger im Abgas 579
- Staubgehaltszahlen 576
- Staub/quellen, stationäre, Leistungsnormen 578
- , teilchen, Korngrößen 577
- , widerstand, elektrischer 595, 597, 599
- Stauringe 177
- Steck(scheiben)schieber 248, 334
- Steigrohrtrockner 110
- Steiner 123
- Steinkohle in der Zementindustrie 344
- Steinkohlenstaub, Zündtemperaturen 351
- Steinverlegung, ringweise 569
- Stickstoffdioxid 353
- Stiermin 122
- Stokes'sches Gesetz 189
- Strassen, H. zur 453
- Streifenverfahren 325
- Streuteller 262
- Streuwindrichter 263 ff.
- , drehzahlgesteuert, Größen u. Leistungen 268 ff.
- , Leistungsdiagramm 269
- , Umlaufzahlen u. Zementfeinheiten 271
- , Größen 266 f.
- , mit veränderl. Drehzahl d. Gegenflügelsystems 267 f.
- , schemat. Darstellung 263
- , spez. Arbeitsbedarf 267
- , von Heyd 266, 270
- , Wandeffekt 263
- Stromwindrichter 108
- Suhrmann, W. 147
- Sulfidlauge 422
- Sumitomo Cement Co., Ltd. 514
- Symetro-Getriebe 158 f.
- , Wirkungsgrad 159
- Syngenitbildung 203

- Taggart 122
 —Formel 119
 Tanaka, T. 265 f.
 Tandem-Mahl trocknungsanlagen 94, 105 ff.
 Taupunkt 202
 Temperaturwechselbeständigkeit 562
 Thermochemische Reaktionen und Gasvolumina 349 f.
 Thermochemischer Prozeß 389
 Tirax-Mühle 175
 Titan-Brecher 67, 71
 Ton, chem. Zus.setzung 4
 —erdemodul 14
 —, Kaolinit im 87
 —komponenten 3 f.
 —mineralien, Wärmeeffekte 453
 —substanz 2
 Totzonen 315
 Towarow-Formel 134, 136
 Tracer-Versuche 389
 Tragrollenstation, selbststellbare 401
 Trapez-Roststäbe 67
 Triäthanolamin 223
 Tricalciumaluminat 10
 Trocken/anlage 109
 —aufbereitung 411
 —drehöfen, lange 432 ff.
 ———, Leistungszahlen 435
 ———, Ofengröße 435
 —mahlfaktor 133
 —mahlung 40
 —, Planeten-Kugelmühle für 251
 —trommeln 84 ff.
 —, Füllungsgrad 89
 —, Rohmaterial — 91 f.
 —, spez. Verdampfungsleistung 90
 —, Zugverlust 88
 —verfahren, Anlagen in BRD 413
 —, Vergleich mit Naßverfahren 411 ff.
 —verlegung d. Drehofenfutters 569
 —d. feuerfesten Steine 570
 Trocknen, Entstaubung beim 114 ff.
 Trockner, Gegenstrom — 84
 —, Gleichstrom — 84
 —, Prall — 104, 115
 —, Schlagprall — 107 ff.
 —, Schnell — 100 f., 115
 —, Steigrohr — 110
 —, Trommel — 85, 88 ff., 114
 Trombenbildung 333
 Trommeltrockner 85, 88 ff., 91
 —, Durchsatzzahlen 91
 —, Materialtransport 92 f.
 —, Staubaufall 114
 —, Trockentrommel 85, 88 f.
 —, Trocknungskapazität 85
 —, Wärmebilanz 90
 —, Wirkungsgrad 90
 Tromp-Kurven 285
 Tuchfläche, Netto — 589
 Turbidimeter-Methode 188
 —, Lichtabsorptionsmessung mit dem — nach Wagner 189
 Turbo-Windsichter, Energiebedarf 274
 —mit Zweipunktlagerung 272
 —„Turbopol“ 273 f., 279
 Turbulenzströmung 323
 UBE-Zementgesellschaft 501
 Überlastsicherung, hydraulische 49
 Ultrarot-Bereich 352
 Ultraschall-Brenner 408 f.
 —Frequenz 409
 Umfangmotor 154
 Umlauf/menge 112
 —in Prozent 290
 —mühlen 139, 222 f.
 Unax-Kühler 449, 523, 527, 548 f.
 Unproduktive Schläge 178
 Unterwasser-Elektroden 253
 —blitz 254
 US Bureau of Mines, Formel 92, 388
 UZTM (Sowjetische Maschinenfabrik) 54, 63, 171
 —Mühle 181
 Vaillant, A. 391
 Vanafag 368
 VDI-Richtlinien 581
 Ventilator, statischer Druck 590
 Verbrennungsgas 352 f.
 —, Gewicht 381
 —, Volumen 377 f.
 —mengen aus 1 kg Kohle 353
 —volumen v. Kohle, Heizöl u. Erdgas 381
 Verbund(rohr)mühlen 139, 217
 Verdampfung, spez. im Kühlturm 600
 Verdampfungs/kühler 598
 —, Anordnung 599
 —zahl, spez. 599
 Verein Deutscher Zementwerke 568
 Verflüssigungssubstanz 422
 Vergleichsoberfläche 268
 Verhältnismäßigkeit, Gesetz der 581
 Verpackung von Mahlkörpern 189, 191 f.
 Verschleißzonen 181
 Verteiler/konus 333
 —spinne 331
 Verzahnungsmaschine 150
 Vescolin 368
 Vierstoffsystem 16
 Viskosität 362 ff.
 Viskositätseinheiten, Vergleich 363
 VOEST-Alpine AG 177 ff., 335, 506 ff.
 VOEST-Alpine International Corp. 179
 Vogel-Jörgensen, M. 444
 Vorbrechen und Vormahlen 257
 Vorcalcinator 492
 —, Brennstoffverbrauch u. Grad d. Vorcalciniierung 493
 —, Konstruktion und Wärmebedarf 491 ff.
 Vorcalciniert/öfen 109
 —system (-verfahren) 483 ff., 506 f.
 —f. alkaliarmen Zement 487 f.
 —mit 100 % Beipatz 489
 —mit sep. Rohmehlvorwärmersträngen 486 f.
 —, PREPOL*AS — 485
 —, PREPOL*AS-LC — 484 ff.
 —, Standard-Baugrößen 488
 Vorentstauber 115
 Vorhomogenisierung 303 ff.
 —, gemeinsame 303
 —, gesonderte 303
 —, Methoden 303
 Vormahlmühle 103
 Vortrockner-Steigrohrleitung 98
 Vortrocknungskammer 94, 443
 Vorwärmer 411
 —abgas 96
 Vorzerkleinerung 39 ff.
 VSR Engineering GmbH 515 ff.
 Wärme/ausdehnung 563 f.
 —, lineare 563
 —austausch durch Konvektion 86
 —, maximaler 87
 —energie 356
 —leistungs-Formel 415
 —leitfähigkeit 565 f.
 Wärmetauscher 464, 466 f.
 —Beipatzsystem 455 ff.
 —einbauten, metallische 433
 —, einstufige 434
 —mit Vorcalciniierer 473 ff.
 —öfen, spez. Leistungsbedarf 393
 —, Temperaturkurven 461 f.
 —, zweistufige 461
 —Systeme 462 ff.
 —, Temperatur- u. Druckverlauf 467
 Wärmeträger/flüssigkeit 369
 —medien 370
 Wärme/verbrauch, Faktor 421
 —, spez. zum Klinkerbrennen 348
 —u. Heizwert 348
 —verluste bei ruhender u. bewegter Außenluft 566
 —durch den Ofenmantel 565
 —in Prozent d. Brennstoffes 565
 Waffenforschungsamt des Amerikanischen Armee-Waffenkorps 254
 Waggonkipper 574
 Walberg, H. S. 376
 Walther-Beratherm 550
 Walzenbrecher 63 ff.
 —, Doppel — 64 f.
 —, Dreifach — 64
 —, Durchsatzleistung 64
 —, Einfach — 64
 Walzenmühlen 228 ff.
 —antrieb 155 ff.
 —mit Mühlenaxiallager 157
 —Durchsatzleistungen u. Antriebe 230
 —, Mahlteile 229
 —zement 260
 Walzen/rost 551
 —schüsselmühlen 99
 Wanderungsgeschwindigkeit 597
 Wangenplatten 46
 Wasser, chemisch gebunden 86
 —einspritzung in die Mühle 197 f.
 —kühlung d. Mühlenmantels 197
 —stoffgas 142
 Weber, P. 457
 Weibull, Nils, AB 558
 Weißmetallager 156
 Widerstands/fähigkeit, chemische 562 f.
 —heizung 370
 —Stromumsetzer 335
 Windrow-Aufbau, überdacht 313
 —Methode 305 ff.
 Windsichter(n) 262 ff.
 —, Durchsatz u. Zementfeinheit 289
 —Fertiggut 294
 —Formeln 289 ff.
 —Grobgut 112
 —im geschlossenen Kreislauf, System Nr. 1 290 f.
 ———, System Nr. 2 292 f.

- mit 2 — 294
- im offenen Kreislauf 289 f.
- Leistungsfähigkeitskurve 286
- Luftdurchlässigkeit 97
- Luftmenge 295 f.
- mühlen 222
- O-Sepa 282 ff.
- —, Schnittbild 284
- Rotor 262
- Sepax® 286 ff.
- —, Schemat. Querschnitt 287
- —, Schnittperspektive d. Sichterabschnittes 288
- Streu — 263 ff.
- Strom — 108
- Trocknung im 96 f.
- Turbo —, Energiebedarf 274
- — mit Zweipunktlagerung 272
- — „TURBOPOL“ — 273 f., 279
- Wirkungsgrad 290, 295
- Wurf/bahnen 175
- bewegung 121
- schaufeln 100

- Zahnkranz/schneidemaschine 150
- vorgelege 150
- —, Ausführungsarten 159 f.
- Zahnrad-schneidemaschine, größte — der Welt 151
- Zellenaufbau 305, 307
- Zeisel, H. G. 260
- Zelleneinbauten 88, 89
- Zement, Alkalien im 4
- brennen, NO_x-Gehalt d. Abgase 353 ff.
- erzeugung, Brennstoffverbrauch 343
- —, Mahlung in der 117 ff.
- Ferrari — 14
- festigkeitsklassen 218
- granulometrische Zus.setzung 218

- , Hauptbestandteile 1
- , heißer 203
- —, Aufgabe 202
- Industrie d. UdSSR 345
- Kornfraktionen, Druckfestigkeitsverlauf 186
- , Korngrößenverteilung 261
- kühler 203 ff.
- kühlung in Windsichter 204 ff.
- — im Zementkühler 206 f.
- Mahlanlagen, Gesamtbetriebskosten 246
- Moduln 13 f.
- mühlen 213, 215
- —, Mahlkörpergattung 125 f.
- — mit sortierenden Panzerplatten 176
- NA — 6
- Nachkühlung 202
- packmaschinen, Entlüftung 575
- rohmaterial, Trockenmahlen 142
- Rohschlamm 301 f.
- rohstoffe, Bildungswärme 453
- Schachtföfen 550
- , Siebrückstand u. spez. Oberfläche 187
- , spez. Oberfläche u. Korngröße 187
- vermahlung, Kühlung 196 ff.
- —, Technologie 186
- Zentral/antrieb 150, 158 f.
- —, Ausführungsarten 151 ff.
- kegel-Mischsilo 333
- —, System 333 ff.
- (-kohlen-) mahlanlage 360 ff.
- — mit Kugelmühle 361
- Zentriwinkel 384
- Zerkleinern mit Hilfe explodierender Funken 253 ff.
- Zerkleinerung, Bond'sche Arbeitsindextheorie der 132
- , drei Arten 256
- , erste Theorie d. 132
- , Gewichtstheorie (Kick) 132
- , Kick'sche Volumentheorie 132

- , Oberflächentheorie (R. v. Rittinger) 132
- , Wirkungsgrad 255
- Zerkleinerungs/arbeit 117
- grad 40 ff.
- maschinen, Übersicht 39 f.
- methoden 39
- prozeß, elektrohydraulischer 255
- technik 39
- —, neuartige 254
- Zonenerweiterung 383
- Zündtemperatur für Kohle 350 f.
- für Steinkohlenstaub 351
- Zusatzfeuerung 112
- Zutrittstunnel zum Brennerstand 525
- Zweikammer-Calcinierer 482
- mühle 167
- Zweikanal-Brenner 408
- Zwillings-Wärmetauscher 91
- rollenmühle 228
- Zyklo-Palloid Kegelfradverzahnung 155
- Zyklon 584
- für hohen Durchsatz 585
- , Wirkungsgrad 585
- Zyklon-Umluftsichter 274 ff.
- „CYCLOPOL“ 279 ff.
- , Kühlung 276
- , Leistungsdaten 276
- , Mahlanlage mit Kühlung im 277
- Zyklon-Wärmetauscher 445 ff.
- , Dimensionen 447 f.
- , Druckverlust 448
- , Patent 444 f.
- , sowjetische 450 f.
- , spez. Wärmeverbrauch u. Arbeitsbedarf 451 f.
- , Teilchengröße u. Abscheidung 446
- — u. Erwärmungszeit 446 ff.
- , Wärmeübertragung 448 f.
- , zwei- u. fünfstufige 461 f.

- 30µm- oder 32µm-Sieb, Rückstand auf dem 280

Subject Index

- Ackle, W. 150
 Acoustic nozzle, schematic 409
 Adsorption-water 86
 Aeration air 320
 — troughs 332
 — units 317 f.
 Aerofall-mill (Krupp Polysius) 101 ff.
 Agency for Emissions of the Cement Industry 582
 Ahrends, I. 122
 Air cannons in heat exchangers against material build-up 515 ff.
 Air flow classifier 108
 — heater 112
 — lock 112
 — merge system (Fuller) 318 ff.
 — pollution standards 578 ff.
 Air separator 262—296
 —, air permeability 97
 —, capacity and cement fineness 289
 —, closed circuit 290 f.
 —, —, system N° 2 292
 —, —, with two separators 294
 —, drying 96 f.
 —, efficiency 290
 —, —, curve 286
 —, formulas 289 ff.
 —, in open circuit 289
 —, mechanical 263, 266, 269
 —, sizes 266 f.
 —, —, and capacities of speed controlled — 268 ff.
 —, specific power requirement 267
 —, tailings 112
 —, wall effect 263
 —, with speed controlled auxiliary fan 267 f.
 Air-stream gyroscopic classifier 228
 Air-swept (grinding) mill 98 f., 115, 139, 360
 —, with slide shoe and trunnion bearing 358
 Air to cloth ratio 589
 Albany Felt Company 589
 Alite 9
 —, minerals 420
 Alkali 5 ff., 10, 454 ff.
 —, bypass calculation 457 ff.
 —, chlorids 7
 —, circuit, external 456
 —, —, internal 456
 —, circulation 6
 —, compounds, melting points 455
 —, content, highest admissible — 455
 —, effects, determination 454
 —, expansion 6
 —, in cement 4, 455
 —, in the burning process 455 ff.
 —, problem 441
 —, reduction 455 ff.
 —, —, formula 458
 —, sulfate 7
 —, volatility 457
 Alkaline electrolytes 422
 Alligation alternate method 19
 Allis-Chalmers 185, 483
 Alumina ratio 14
 Amine acetate 190
 API (American Petroleum Institute) 364
 —, —, —, degrees 364
 Aragonite 1
 Ash absorption by the clinker 26
 Association of German Engineers (VDI) 581
 ASTM (American Society for Testing and Materials) 219
 —, sieve N° 170 187
 Atlantic Cement Company 535
 Atox-mill 99
 Audability, limit of 409
 Aumund-Förderbau Co. (Conveying Technique Co.) 555 f., 558
 Autoclave expansion test 518
 Autogenous grinding 102
 Automatic grate firing 92
 Auxiliary fan 264
 —, heater 112
 Axially coupled machinery system/group 153 f.
 Axial slip-on construction 152
 Azbe-bridge 433
 Babbitt metal bearings 156
 Babcock-Hitachi 501
 Babcock-Krauss-Maffei Co. 515
 "Back ionization" 598
 Bade, E. 550
 Bag swinging 587
 Ball coating 189
 Ball mill, capacity 134 ff.
 —, —, drive, gearless 160 ff.
 —, —, —, space requirement 162
 —, —, —, stator 163
 —, —, —, motor 166
 —, —, —, power demand 131 ff.
 Ball race mill (Peters mill) 232 ff.
 Ball size formula 126 ff.
 Ball type ring mill,
 —, capacity diagram of the Raymond mill 235
 —, sizes 235
 Baltic oil shale 344
 Baume-gravity 368
 Bearing cooling of tube mills 174
 —, —, water 174
 —, sockets 170
 Beke, B. 142
 Belite 10
 Bellwinkel, A. 220
 Bernutat, P. 113, 149, 167
 Beumer Co. 552, 555
 Bevel 386
 BKM (Babcock-Krauss-Maffei) precalciner 515
 —, —, outline 515
 —, —, process 515
 Blaine 187 f., 218
 —, air permeability test 189
 —, factor 188
 —, surface area 133
 Blanc's formula 131
 Blending air 318
 —, —, pressure of the 320
 Blending bed arrangement 310
 —, —, circular 307 f., 314
 —, —, —, with section style chevron stacking 308
 —, —, covered longitudinal 312
 —, —, —, prehomogenizing 314
 —, —, reclaiming with a bucket wheel 311
 —, —, sizes 316
 —, —, stacking 304 ff.
 Blending effect 316, 337
 —, factor 337
 —, silos, walls 321
 Börner, H. 218
 Bogue's calculating method 11
 Bohman, W. 386
 Bomb calorimeter 367
 Bond 132
 —, ball size formula 127
 —, empirical formula 127
 —, work index 127, 132
 Bowl-type mills 99
 —, ring mill, Raymond 234 ff.
 —, —, grinding bowl 234
 —, —, rollers 234
 Breaker bars 75
 Bridge scraper storage bed 311
 Brinell (BHN) and Rockwell (Rc) hardness of grinding balls 141
 Brown, Boveri and Comp. 161, 163
 Brown, D. Co. 150
 Brown coal ash 345
 —, —, for clinker burning 344
 Brownmiller, L. T. 457
 Bunker C-Oil 364
 Burner for natural gas 409
 —, with displaceable nozzle core 410
 —, with nozzle core and deflectors 410
 Burner nozzle 403 f., 410
 —, diameter 403
 —, —, pit, burning away of the 404
 —, —, velocity in the 404
 Burning zone, gas velocity 415
 —, —, length, determination 564
 —, —, of clinker —, vers. Specific heat consumption 416
 —, —, thermal load 416
 —, —, —, of the cross-section 415
 Buss AG 511 ff.
 Bypass arrangement, design models 460 f.
 —, operation 456
 —, valve 456
 CaCO₃ input and output deviations 335
 —, —, variations over 8 days, diagram of initial and final — 338
 —, —, over 24 hours, —, —, —, 338
 Calcareous marl 2
 Calciner, two compartment 482
 Calcium aluminoferrite 10
 —, carbonate, dissociation 85
 —, chlorid 8
 —, fluoride 8
 Calcspars 1
 Calculation based on the hydraulic module 20 f.

- on the lime saturation factor 22 f.
- of quantity of coal ash absorbed by the clinker 26 ff.
- of raw mix composition 19—38
- symbols 20
- with determinants 34
- with four raw material components 31 f.
- with lime saturation factor and silica ratio 23 ff.
- Caloric module 18
- Combi cooler 540 f.
- Capacity value 137
- Capillary water 86
- Carman 175
- CAROPOL 281
- Castable refractory 571
- Cement, aftercooling 202
 - , alkalis in 4
 - bag packers, ventilation 575
 - cooler 203
 - , Fuller 206
 - , F. L. Smidth 204
 - cooling in air separator 205
 - in Fullers cement cooler 206
 - in Heyd-air separator 206
 - in mechanical air separator 204 ff.
 - , Ferrari- 14
 - grinding roll- 260
 - , hot 203
 - industry of the USSR 345
 - , main components 1
 - modules 13 f.
 - , NA- 6
 - particle fractions, development of compressive strength 186
 - size, specific surface and — 187
 - , distribution 261
 - production and grinding 117—128
 - , consumption of the three kinds of fuel for — 343
 - raw materials, heat of formation 453
 - , sieve residue and spec. surface 187
 - slurry 301 f.
 - strength classes 218
- Center discharge arrangement 111
 - exit air 539
 - , tral cone blending silo 333
 - , — system 333 ff.
- Central drive 150, 158
- Central (coal) grinding plant 360 ff.
 - with ball mill 361
- CERILH-Institute 251
- CF-(controlled flow) silo 326 ff.
 - , design 327
- Chain curtain 424
 - garland 424
 - link for clinker conveyor 553
 - material 426
 - section volume 426
 - surface 426
 - systems 422 ff.
 - zone, length 425
- Chainless sections 425
- Chalk 1
 - , calcium carbonate content 2
- Channel-wheel separator CARO-POL® 281
 - , — functional principle 282
 - , — with external blower 281 f.
- Cheek plates 46
- Chemically bound water 86
- Chevron-method 304, 307
 - stacking, continuous 308
 - , section-style 308
- Chloride content 7
- Chodorow, I. L. 414 f.
- , heat capacity formula 415
- Chromemagnesite 571
- Cieslinski, W. 122
- Circulating load 112
 - and fineness of cement 271 ff.
- Classifying lining 106
- Clay, chemical composition 4
 - component 3 f.
 - , kaolinite content 87
 - minerals, thermal effects 453
 - substance 2
- Clinker, aged 191
 - , aggressiveness 563
 - analysis and potential compound composition 37
 - , basic liquid phase 567
 - burning kilns, designed and achieved capacities 419
 - composition, potential 10 ff.
 - conveying 552 ff.
 - conveyor 553
 - , chain link for 553
 - coolers 520—559
 - , four types of 521
 - cooling 517—519
 - and grindability 518 f.
 - and resistance to chemical attack 518
 - , degree of 520
 - , fast 517
 - , slow 518
 - , soundness 517
 - , speed 517
 - , dicalcium silicate, content 135
 - , discharge from the bottom of the silos 556
 - feeding, hot — 202
 - grate coolers, Fuller 519
 - , —, other 540 ff.
 - , liter-weight increase 354
 - mineral(s) 9
 - content 12
 - , phase compositions 12
 - silos, cone shaped 557
 - constructed from precast concrete parts 557
 - with a storage capacity of 230,000 tons 556
 - transportation, dust free 554
 - with steel cell conveyor 555
- closed circuit grinding 40, 213, 217—227
 - mills 139, 222 f.
- Coal 345 ff.
 - analysis 347
 - , proximate 347
 - , ultimate 347
 - ash 345
 - characteristic 344
 - classification 347
 - composition, elementary 345
 - , conversation of the German cement plants from oil to 344
 - drying 356 f.
 - grinding mill, FLS-Tirax 362
 - dust burner 403 ff.
 - pipe 403
 - , concentration 355 f.
- explosion 355
- , ignition temperature 351
- from younger geological formations 346
- grinding 357 f.
- , energy consumption 357
- plant, Cl. Peters 233
- ignition temperature 350 f.
- , long-flaming 346
- , low quality 405
- mills 574
- , FLS-Standard 363
- , mode of operation 358 ff.
- mines, investment costs 341
- moisture 357
- preparation 355 f.
- department, cost 341
- of it 342
- , short flaming 346
- , switching to natural gas 342
- used in the cement industry 344
- , volumes of combustion gases 381
- from 1 kg 353
- Coating of grinding media 191 f.
- Coen Company-Combustion Engineers and Manufacturers 371
- Coke 190
 - , elementary composition 345
- Collecting container 331
- electrode 595
- Colloidal carbon 190
- Colophonium 190
- Combican mill 225 ff.
- Combination cooler (Fuller) 534 ff.
 - , fluid bed effect 535
- Combi stage cooler (Peters) 548
- Combustible components 345
- Combustion gases 352
- Comminution by exploding sparks 253 ff.
 - , Bond's work index theory 132
 - , efficiency 255
 - , electrohydraulic 255
 - , first theory (= Surface theory of size reduction, Ritter v. Rittinger) 132
 - , new kind 254
 - , three types 256
 - , weight of volume theory (F. Kick) 132
 - with Ni-Hard material 144 f.
- Compact converter 162
- Compound mills 139, 217
 - , survey 222 f.
- Concentra cooler 523
 - kiln 523
- Concentrator 432
- Cone (or Symons-) crusher 55, 61 ff.
 - , capacity formula 62
 - , drive energy 62
 - of Soviet manufacture 63
 - , size 61
 - , speed of the crushing cone 61 f.
- Construction cost analysis for two silos with different substructure 340
- Convex-calcination process (Buss) 511 ff.
 - cooler efficiency 520
 - excess air 539
 - model "Wolga" 540
 - cooling air fans 542
 - volume 520
- Corona effect 595
- Corrective ingredients 4 f.

Subject Index

- , chemical composition 5
- Counter-current raw mix suspension preheater, Gepol 468 f.
- , —, operational data of rotary kiln working with 470
- , Krupp Polysius 468 f.
- , Pterov Engineering works 469 ff.
- , —, shaft—in twin construction 472
- CP silo bottom 328
- Crest of the pile 315
- Critical speed 117 ff.
- Crusher, cone or Symons- 55, 61 ff.
- , Gates- 55
- , gyratory 55–60
- , hammer 66–73
- , impact 74–81, 104
- , —, compound- 81
- , impact-hammer 81–83
- , jaw 44–54
- , —, double-toggle or Blake 48
- , —, modifications 47
- , —, single-toggle 48
- , roller- 63–66
- , sizes, selection 43 f.
- , Titan- 67, 71
- Crusher's discharge opening 45
- Crushing by impact 74
- plant, two-stage 70
- Cut off gate 334
- Cycloconverter 162
- Cyclone 584 f.
- air separator 274 f.
- , —, capacity data 276
- , —, cooling in the 276
- , —, CYCLOPOL 279 ff.
- , —, grinding plant with cooling in the 277
- , efficiency 585
- , multiple or multi- 586
- , efficiency 587
- , longitudinal section 586
- preheater, first patent 444
- , gas and material temperatures 449
- , heat content of the exit gases 448
- , —, heat transfer 448 f.
- , —, Humboldt 445 ff.
- , —, heating time of limestone particles 446
- , —, heating time of quartzite particles 447
- , —, kiln inlet temperature 447
- , —, particle size and heating time 446
- , —, particle size and separation 446
- in the USSR 450 f.
- , sizes 447 f.
- , sizes of the gas ducts 449
- , specific heat consumption and energy requirement 451 f.
- , two and five stage — 461 f.
- raw mix suspension preheater, pressure drop 448
- type wall effect 264
- Cylo-palloid tooth system 155

- D'Arcy-Kozeny relationship 189
- Damming ring 177
- "Dania"-kiln 490
- process 490

- Davis preheater 411
- DD (Dual Combustion and Denitration Furnace) 510
- precalciner 511
- process 510
- Degree of ball charge 121
- Detmer, P. B. 148
- Development of compressive strength for various cement particle fractions 186
- Dewpoint 202
- DICONT System 334 f.
- Dietze-bridge 433
- DIN 4188 (German Standards) 187
- Diphenylpropane 570
- Direct coal firing mill 358 ff.
- , —, FLS-Semi- 360
- , —, FLS-Tirax- 359
- Disc-reclaimer 309
- for reclaiming of blending beds 313
- Disintegration 104, 259
- Distribution plate 262
- spider 331
- Distributor cone 333
- Dolomite 571
- Dopol-preheater, dual current suspension 462 ff.
- Dorr-Oliver, Inc. 300
- Double flap valve 105
- gate locks 104
- pinion drive 150
- roller mill (Krupp Polysius) 228
- Double rotator (drying-grinding) mill 110 ff.
- , —, with predrying compartment 111
- Double-toggle jaw crusher (Blake crusher) 48
- Dow Chemical Co. 370
- Drive chain wheels 554
- Drum dryer 84–93, 114 ff.
- , capacity 91
- , dust rate 114
- , efficiency 90
- , heat balance 90
- , hold-up rate 89
- , material passage 92 f.
- , pressure drop 88
- , raw material 92
- Dry process 411
- cement plants 413
- rotary kiln, ceramic heat exchangers 432 ff.
- , —, chain system of 5.3 m diameter 424
- , —, long 432 ff.
- , —, metallic heat exchangers 433
- , —, size 435
- , —, vers. wet process 411
- Dryer, counter-flow 84 f.
- , drum 84–93, 114 ff.
- , impact 115
- , parallel-flow 85
- , pulverizer 107 ff.
- , capacity diagram 110
- , rapid 100 f., 115
- Drying and dust collection 114 ff.
- in mechanical air separator 96 f.
- Dry(ing)-grinding 84, 93–103, 114 ff.
- cement raw material 142
- factor 133
- in air-swept mills 98 f., 115
- in ball mills 94 ff.
- in roller mills 99 f., 116
- mill (plant or arrangement) 95, 115
- , —, double rotator 110 ff.
- , —, Loesche, flow chart 231
- , —, Polysius 110 f.
- , —, tandem 94, 105 ff.
- , Polysius Aerofall -mill for 101 ff.
- system 113
- , power requirements 113 f.
- , —, with a recirculating elevator 113
- DSM (Dutch State Mines) 297
- closed circuit system 301
- screen 297
- , —, Dorr-Oliver 270° 298
- , —, for fine separation 298
- , —, grinding flow chart 300
- , —, operation 300 f.
- , —, operational flow chart 298
- , —, performance 299
- , —, schematic view 297
- Dulong's formula 348
- Duotherm circuit 538
- Duplex pump and heater set 371
- Du Pont Spectrophonometric Analyzer 355
- Dust collection 572–601
- equipment, efficiency 583
- , operational cost 572
- , reference data concerning air volumes 574 f.
- collector, main 115
- , preliminary 115
- , suction resistance 583
- , types 583 ff.
- concentration in kiln 582
- content, admissible — of the clean gas 582
- , — in the exit gas 579
- data 576
- in the clean gas 115
- of the dust laden gas 115
- of vent air and exit gases of the cement industry 576
- , electrical resistivity of cement 599
- emission regulations of various countries 578
- generation, source 576
- particle size distribution in the cement industry 577 f.
- , — expressed in micron 577
- resistance, electrical 595, 597
- , varieties of 573

- Edison, Thomas A. 341
- Electric precipitators 595 ff.
- Electronic semi-conductors 160
- Emission, visible 579
- Engler-degrees 363
- scale 362
- Environmental Protection Agency 591
- Epichlorhydrin 570
- Ethylene glycol 190
- Evaporation, specific, inside a cooling tower 600
- , specific number 599
- External blower 96
- Exxon thermal oil 370

- Fabric filters 587
- False set cement 195

- an static pressure 590
- Federal Immission Protection Law 580
- Felt filters 588
- Ferrari-cement 14
- Fibers for dry-filtration fabrics 589
 - of filter cloth 588
- Fine clinker particles 542
 - grinding correction index 135 f.
 - with small grinding media 223 ff.
 - product factor 133
- Fines, determination of percent recovery 293
- Finish grinding 186–207
 - , cooling procedures 196 ff.
 - , mill 213
 - , closed circuit 215
 - , with classifying liners (FLS) 176
 - , plants 216
 - , technology 186
- Fish oil stearate 190
- Flame temperature 352
- Flash driers 110
 - furnace 473
 - voltage wave 253
- Flat grate furnaces 92
- Fluidized material cooler 206
- Fluoride content 8
- Fly-ash silos 316, 558 f.
- Folax (grate) cooler (FLS) 529, 545 ff.
 - , cooling efficiency 547
 - , heat balance diagram 547
- Formation, fast, of clinker minerals 420
 - of syngenite 203
- Frequency conversion units 160
 - of vibration 409
- Fuel(s) 91 f.
 - , gaseous 375 ff.
 - , ignition 346
 - , in the cement industry 341–381
 - , liquid 362 ff.
 - , oil 362 ff.
 - , atomization 373
 - , combustion 372
 - , volumes of the gases 381
 - , comparison between coal and 373
 - , general classification 365
 - , heating value 365
 - , N° 6 364
 - , preparation 368 ff.
 - , S-Data 367
 - , specific gravity 364
 - , specific heat 367
 - , storage tank with suction heater 369
 - , theoretical flame temperature 369 f.
 - , US-, typical analysis and properties 366
 - , with high sulfur content 7
 - , solid 345 ff.
 - , surface 350
- Fujairah Cement Industries 335
- Fuller Company 60, 197, 206 f., 270, 282 ff., 318 ff., 336, 396, 439 f., 479, 499, 519, 533 ff., 538 ff., 591
- Fuller-Traylor 185
- Funneling 333
- Garland chains 425
- gas cleaning task 572
 - ducts, shut-off devices 247 f.
 - firing 92
 - mixture, origin in the 356
 - , natural 375 ff.
 - volumes, conversation to operational temperature 349
- Gates-crusher 55
- G-cooler (Peters) 548 f.
 - , Peters recuperator with 549
- Gear cutting machine 150 f.
 - and pinion drive 150
 - reducer drive 159
- German Portland Cement Association 568
- GG precalcining process 514
- Girth ring drive, modifications 159 f.
- Glass bag dust collectors 590 f.
 - baghouse, pressure-type 590
 - , suction-type 591
- Gon 386
- Granulometric composition 218
- Graphite 190
- Grate cage extractor 72
- Grate (clinker) cooler 533 ff.
 - , different kinds of air 535
 - , Fuller 533 f.
 - , efficiency 539
 - , heat balance 538
 - , horizontal 534
 - , size designation 538
 - , Humboldt-Wedag 540
 - , reciprocating 534
- Grate plates 542
 - system (IKN) 549 f.
- Gravel bed filter 592 ff.
 - , cleaning cycle 593
 - , double 594
 - , operating cycle 593
- Gravity preblending 336
- settling chambers 583 f.
 - for dust from rotary kilns or dryers 584
 - type separator 98
- Grindability curve 137
 - effects of chemical and potential compounds on 192 ff.
 - index 135 f.
 - tester 221
 - vers. Al_2O_3 -content 192
 - vers. content of liquid phase 194
 - vers. C_3S -content 193
 - vers. C_2S -content 194
 - vers. moisture content of clinker 194
 - vers. silica ratio 192
 - vers. specific gravity of clinker 193
- Grinding aids 189 ff.
 - , American 190
- Grinding ball(s), bulk density 122
 - charge and clinker load 123
 - , in mills 121
 - , total 122
 - , chemical composition 141
 - , data 140–149
 - , decrease in diameter 145
 - , dynamic angle of repose 118 f.
 - , finish mill charge-sizes 125
 - , hardness in various zones 141
 - , hexagonal packing 178
 - , Ni-Hard 144
 - , quality 143
 - , wear of high wear resistant— 146
- , wear rates 142 f.
- , number of impacts on mill feed 120
 - per revolution 120
- Grinding and generation of heat 195 f.
 - capacity curve 219
 - , closed-circuit 40, 213, 217–227
 - , dry(ing)— 40
 - efficiency 84, 175
 - media, coating 191 f.
 - , movement 121
 - , distribution in the mill cross section 120
 - , wear and mill liners 147
 - , weight 124
 - , metal wear and 142
 - methods in the state of development 249–261
 - mill, comparison of the capacities 221
 - , one-pass 40
 - , open-circuit 218
 - plants, building space 222
 - , overall operating costs of finish 246
 - , technical data 213 ff.
 - , with grinding roll 259
 - process, effect of moisture on the 194 f.
 - systems, various, power demand 139
 - test methods 130
 - mills 129
 - , wet 40
 - work 118
 - index acc. to Bond 129–139
- Grooved liners 178
 - profile 178
 - shell linings 177 ff.
- Guillotine blade-type damper 248
- Gumz, W. 351
- Gypsum-sulfuric acid process 433
- Gyratory crusher 55–60
 - , capacity 57, 59
 - , size designation 58
- Hammer crusher 66–73
 - , throughput capacity 68
- Hammer mill, ET- 107 ff.
 - , impact 105 f., 113
 - , wear 113
 - , with high speed 574
- Hardening ratio 18
- Hardgrove grindability ratings 129 f.
- Hazemag, Dr. E. Andreas KG 81, 100 f., 104
- Heat carrier liquid 369 f.
 - consumption for clinker burning 348
 - factor 421
 - exchange (or transfer) 86 f.
 - , convection 86
 - , maximum of 97
 - losses at ambient still air 566
 - in per cent fuel 565
 - through the kiln shell 565
 - of dissociation 376
 - of formation 374
 - of hydration 13
- Heating value 347 f.
 - and heat consumption 348
 - , higher 348
 - , loss in 349

Subject Index

—, lower 347 f.
Heavy hydrocarbons 375
Hess's law of constant heat summation 376
Heyd-separator 206, 268, 270
High furnace slag, drying 87
—, granulated 87
High-pressure grinding roll 256
—, finish-grinding with 258 ff.
—, grinding systems 255 ff.
—, primary grinding 257 f.
— lubricating oil circuit 157
— oil pump 170
— starting arrangement 173
Homogenization, batch-type 320
— chamber silo process (Peters) 339
—, continuous 320
—, improving of 328
— methods 317
—, pneumatic — of raw mix 317–340
— systems (Polysius) 321 ff.
Homogenizer, batch-type in-out 324
—, in-out 323
Homogenizing arrangement, discontinuous 322
—, overflow 323
— chamber silo functional display 339
— process 329 ff.
— system (SKET/ZAB) 325 f.
—, discontinuous 322
—, throughput — in a cone-compartment silo 331 f.
— with upper floor silos 330 f.
Hukki, R. T. 177
Humble Oil and Refining Co. 366
Hydration of the magnesium oxide 562
Hydraulic factors 13
— index 17
— lifting device 59
— modules 13
— safety overload device 50
Hydrodynamic lubrication 173
— theory 170
Hydrogen gas 142

IBAU-Hamburg 333 ff.
Ignition temperature of coal 350 f.
— for mineral coal dust 351
IKN (Ingenieurbüro Kühlerbau, Neustadt) 549 f.
Impact crusher 74–81, 104 f.
—, coarse „PEG“ 77 f.
—, compound- 81
—, double impeller 75
—, impact action 75
—, fine „PEF“ 78 f.
—, hard rock „Hardopact“ 77 f.
—, single impeller 74, 76
— with drying arrangements 104
Impact drying 95, 104 f.
— dryer 104, 115
Impact-hammer crusher 81–83
—, EV-crusher 83
— mill 105 f., 113
Impeller bars 74
Inching of the mill 152
Infra-red range 352
Integral kiln with precalcining inside the kiln feed end 495
— system (FLS) 494
Iowa Manufacturing Co. 76

Iron hydroxides 142
— ore 4
Ishikawajima-Marima Heavy Industries Co., Ltd. (IHI) 473 ff.

Jacob, K. 137 f., 220
Jacob's capacity value 138
— mill formulas 137
Jaw crusher 44 ff.
—, capacity 50 f.
—, drive power 53
—, feed opening 51
— liners 45
—, lifetime 46
—, wear-rate 46
— manufactured in the Soviet Union 54
—, motor size 53
—, speed of rotation 49
Jet wear 144
Joisel, A. 120, 251

Kaolin group 3
Kaolinite 3
Kassatkin's formula 128
Kawasaki Heavy Industries, Ltd. 216, 499 ff.
Keil, F. 218
Kennedy van Saun 77
KHD Humboldt Wedag AG 72 ff., 77 ff., 91, 94, 105 ff., 114, 162, 274 ff., 387, 445 ff., 496 ff., 523, 532 f., 540, 542, 599 ff.
Kick, F. 132
Kiln coating rings 7
— gas, bypass 8
— lining 560–571
— preheater recirculation diagrams of volatile components 489, 491
Kind-Modulus (KM) 193
Kind's formula 15
Kobe Steel, Ltd. 510
Krupp Gruson Works 523
Krupp Polysius AG 93, 95, 99, 101 ff., 110 ff., 114, 159, 185, 204, 228, 240 ff., 245, 253 ff., 273 f., 279 ff., 305, 310, 316, 321 ff., 358, 411, 431 f., 462 ff., 468 f., 483 ff., 486, 499, 523, 533, 543 ff.
KS-5-System (Kawasaki Co.) 503 f.

Laughing gas 353
Lepol grate (Polysius) 411, 442
— kiln 440 ff.
—, hot gas compartment 443
—, predrying compartment 443
— with double gas circuit 441
— with single gas circuit 440 f.
Levenson, L. B. 121
Lifter bars, ceramic lifters 434
—, metallic 434
Lifting flights 88
Lime component 1 ff.
— formulas 14 ff.
— saturation factor 14 f., 17
— standard 16 f.
— values 17
— stone 1
Linear wear and mill diameter 148
— rate of Cr-Mo-Steel 145 ff.
Liners, curved 47
—, jaw (crusher) 45 f.

—, ripped 44
Lining, thickness of the 565
Load bearing capacity 561
— on the fan motor 113
Loesche GmbH 93, 228 ff.
Loesche-mill 99, 228

MAAG Gear Wheel Co. 150 ff., 155 ff.
Magnesioferrite 564
Magnesite bricks, sensitivity to the influence of water 562
Magnesium oxide 5
Marble 1
Marl 2
Martin, G. 414
Material distributor 325
— temperature 87
Measure error standard deviation 337
Mechanical air separator, capacity diagram of speed controlled 269
—, conventional 266
—, schematic 263
— impact 191
Mechanochemical reactions 142
MFC (Mitsubishi Fluidized Calciner) preheater 480 f.
— suspension preheater 480 f.
Microporous cast metal plates 317
Mill, Aerofall- 101 ff.
—, air-swept (grinding) 98 f., 115
—, ball 94 ff.
— bearing 169 ff.
— temperature 171
— charge, hints for 122 f.
— with grinding media 124
— cooling acc. to the FLS-system 200
—, cooling by water injection into the 197 ff.
— cross-section, large 93
— damming rings 184
— diaphragms 111, 180 ff.
—, double rotator 110 ff.
— drives 150–166
—, modifications 151 ff.
—, efficiency 117
—, ET-hammer 107 ff.
— exit gas 112
—, FLS-finish grinding 176
—, FLS-raw grinding 176
—, FLS-Tirax- 175
—, FLS-wet grinding 176
— heads 169
—, impact hammer 105 f.
— liners, classifying 177
—, fastening of 179
—, surface shape 174 ff.
— lining, boltless 179 f.
—, bolt saving 179
—, classifying 175
— motors, sizing of 160
—, one-compartment 167
— tube 106
— partition (diaphragm) 111, 180 ff.
—, active surfaces 182 f.
—, double wall 181
— in wet grinding mill 184
— slots 182 f.
—, preliminary grinding 103
—, roller or bowl-type 99 f., 116
— shell, optimum dimensions 167–185
—, water-cooling 197
— standards 168 f.

- , thickness 168
- size and specific mill capacity 208
- sizing 167
- speed formula 119
- , practical 119
- , three-compartment 167
- trunnion 170
- , tube 185, 195 f.
- , angular velocity 118
- diameter 168
- , two-compartment 167
- type correction index 136
- ventilation 196 f.
- volume, specific, and power demand 208–216
- , useful 122
- , working 124
- Mineral Industry Surveys, U. S. Dept. of the Interior 343
- Minipebs-mill for finish grinding 225
- system 223
- Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. 480 f., 514
- Mitsubishi Mining and Cement Co., Ltd. 480 f.
- Mixed crystal phases 9
- firing 345
- Mixing chamber silo process 336 f.
- , with preheater feeding 337
- stripe system (SKET/ZAB) 325
- Modified synthetic resin 570
- Modules 17 ff.
- Möller Johannes, Company 329 ff.
- Mohs' scale of hardness 1
- Moisture content vers. grinding energy 194
- , effect on the grinding process 194 f.
- , final content 85
- , kind of 86
- Montmorillonite group 3
- MPS-mills (Gebr. Pfeiffer) 99, 228
- , capacity characteristics 238
- , power input characteristics 238
- MPS roller ball mill 235 ff.
- , drying-grinding procedure 236
- , grinding bowl 237
- , wear of grinding parts 237
- , mud rings, prevention 423
- , Müller, F. 445
- Multicomponent separator (MKT) 270 f.
- Multi-Stream-Silo 324 f.

- NA-cement (cement with a low active alkali content) 6
- Na_2O reduction, calculation 459
- Naredi, R. 148
- Natural gas 375 ff.
- , combustion 378 ff.
- , of 1 m^3 380
- , gas, volumes 377 f., 381
- , weight 381
- , exploitation cost 341
- , flame temperature 376 ff.
- , heating value 375 ff.
- , nozzle outlet velocity 409
- Net cloth area 589
- Nickel and iron ore pellets 443
- Ni-Hard grinding balls 144
- material 237
- , chemical composition 145
- , comminution with 144 f.

- Nikon Cement Co., Ltd. 510
- Nitrogen dioxide 353
- NO_x , fuel 354
- content in cement rotary kiln exit gases 353 ff.
- producers in the United States 354 f.
- , thermal 354
- Nodular cast iron 169
- Nordberg 185

- Octant-homogenizing system 318, 323
- Office of Ordnance Research, U. S. Army Ordnance Corps 254
- Ohm/ampere transducer 335
- Oil return burner 407
- One-eight (blending) system (Fuller) 321
- , schematic 318
- Onoda Cement Co., Ltd. 282, 483
- Onada-Kawasaki 482 f.
- Open-circuit grinding, conversion 134
- Operating speed 161
- Orenstein and Koppel Co. 67, 70 f., 75, 114, 464 f.
- Orsat-apparatus 373
- O-Sepa air separator (Fuller Co.) 282 ff.
- , cutaway view 284
- Overload safety device 49

- Paddles 100
- , rapid dryer with 115
- Papadakis-formula 128
- Paraffines, melting 374
- Parallel-flow dryer 85
- Particle size distribution of the end product 286
- PASEC precalciner process 506 ff.
- precalcining system, flowsheet 507
- Patent Office of the Czechoslovak Republik 444
- Periclase 5
- crystals 517
- Peters, Claudius, Joint Stock Company 232 ff., 336 ff., 540 f., 548 f., 558
- Pfeiffer, Christian, Co. 181, 183, 267 f., 270
- Pfeiffer, Gebr. 228, 235 ff., 267
- Phosphorus content 8
- Pillard Oil Burner Co. 405, 408, 410
- PKS Engineering GmbH and Co. 247
- Planetary ball mill 249 ff.
- , for dry grinding 251
- , for wet grinding 250
- , schematic diagram 250
- cooler combination (Krupp Polysius) 533
- tubes 252
- Plastic material, drying 88
- Pneumatic conveying troughs 575
- „Pneumechsilo“ 558
- Polysius see Krupp-Polysius
- Polysius-Rohrbach precalcining process, schematic flow chart 485
- Porosity 568
- , open 568
- , true 568
- Portland cement clinker, mineral phases 8 ff.
- Precalciner (FLS) 491 ff.
- , design and heat requirement 491
- , for low alkali cement 488
- , fuel consumption and degree of pre-
- calcining 493
- , heat consumption and relative kiln production 493
- processes 486 ff.
- Precalciner (Krupp Polysius), method 485
- PREPOL AS-LC 484, 486
- Precalciner, Pyroclon (KHD) 496 ff.
- Precalciner (KSV), schematic 500
- , tangential introduction of tertiary air 500
- Precalciner (Orenstein & Koppel), schematic presentation acc. to the MB-process 505
- Precalciner kiln 109
- Precalcining acc. to the MB-Process (Orenstein & Koppel) 504 ff.
- process (Krupp Polysius) 483 ff.
- system for low alkali cement (FLS) 487
- , standard construction sizes (FLS) 488
- , with separate raw mix preheater lines (FLS) 486
- , with 100 % bypass (FLS) 489
- Precipitator, duct type 596
- , electric, schematic 597
- , electrostatic — with gas conditioning tower 598 ff.
- , plate type 596
- Precision potentiometer 335
- Precrushing and pregrinding 257
- Predrying compartment 94, 111
- duct 98
- Preheater bypass system 455 ff.
- , Davis 411
- exit gas 96
- rotary kiln, spec. kiln capacity — degree of calcination 450
- , system Miag 464
- , various systems 462 ff.
- Prehomogenization 303–316
- , combined 303
- , methods 303 f.
- , segregated 303
- Preliminary grinding mill 103
- PREPOL AS-LC arrangement 485 f.
- PREPOL AS process 485
- Pterov Machinery works 540, 569 ff.
- Pressure oil atomizer 406
- , operating pressure 406
- Propylene glycol 190
- Pro rata principle 581
- Pulsated air 319
- Pulse pressure 587
- Pulverized coal firing 341
- Pyrite cinders 4
- Pyroclon-precaciner (KHD) 496 ff.
- , construction possibilities 498
- , thermal load of the burning zone 497
- Pyroprocessing equipment, sizing 381
- Pyro rapid kiln 419 ff., 499
- PZBM-„Makrum“ 540

- Quadrant system 322
- Quality set point 319
- Quaternary system 16

- Rail-Road car dumper 574
- Ransome's patent drawing of the cement rotary kiln 382

- Rapid burning system 420
 — dryer 100
 —, heat balance 101
 —, sizes 101
 — with paddles 115
 Rate of evaporation 90
 Raw grinding mills 212
 —, closed-circuit 214
 — with classifying lining (FLS) 176
 Raw material 1-18
 —, auxiliary components 5 ff.
 —, drying 84-116
 —, grinding plants 215
 —, drum dryer 92
 —, plastic, components 412
 —, quality set point 316
 Raw mix, calculation of composition 19-38
 — to find the required amount of potential clinker compounds 32 ff.
 — consisting of three components 25
 — pipes 445 f.
 — preheaters (Orenstein & Koppel) 464 f.
 —, construction sizes 472
 — (ZAB), temperature and pressure diagram 467
 — storage 333
 Raw mix suspension preheater 444-516
 —, horizontal 503
 — with horizontal and vertical cyclones 504
 — (Orenstein & Koppel), Schematic 464
 — (O & K), specific heat consumption 465
 — (ZAB) 466 f.
 Raymond 93, 234 ff.
 Rebinder 120
 Reclaiming bucket wheel 309 f.
 — scraper 309
 —, bridge-type 314
 —, portal 314 f.
 —, semi-portal 315
 Recupol cooler, cooling air distribution 545
 —, cross-section 544
 —, Polysius 543 ff.
 —, secondary cooling 543
 Reduction ratio 40 ff.
 —, effective degree 43
 Redwood-seconds 362
 Reference throughput 137
 Refractoriness 561
 Refractory material, wear of 567
 Research Institute of the German Portland Cement Association 551
 Resistance heating 370
 — to abrasion 566 ff.
 — to chemical attack 562 f.
 — to temperature changes (thermal shock) 562
 Return air vanes 264
 Reverse air 587
 Ringelmann Smoke chart 579 f.
 Ritter von Rittinger 132
 Rohrbach Company 483
 Roller crusher 63-66
 —, double 64 f.
 —, triple 64 f.
 —, throughput capacity 64
 Roller mill 99 f., 228-248, 358
 — drive 155, 158
 —, Maag 156
 — with mill trunnion bearing 157
 —, drying-grinding 99, 116
 —, economy 245
 — for clinker grinding 244
 —, grinding parts 229
 —, Loesche 228 ff.
 —, capacities and drives 230
 — plant for cement grinding 243
 —, Polysius 240 ff.
 —, process flow chart 241
 —, structure 240
 —, view 242
 —, sizing the mill blower 231
 —, SKET/ZAB 228
 Rotary cooler 521 ff.
 —, capacity 522
 —, heat losses through the shell 522
 Rotary kiln 382-443
 — air seal 395 ff.
 — for the cold end 399
 —, triple labyrinth 398
 — burner pipe, arrangement 401 f.
 —, inclination 402
 —, location 402
 — burning zone, ratio of the length to the total length 392
 — capacity 414 ff.
 — formula 414
 —, centric angle 384
 — circumferential speed 450
 —, cold kiln end 395
 —, cooling of the discharge end 397
 —, degree of kiln filling 384
 —, vers. capacity 385
 —, dry installation method 569
 —, dry lining of the refractory bricks 570
 — dust, chemical composition 573
 — exit gases 575
 —, cooling 438 ff.
 —, water spray arrangement for cooling 439
 —, feed preparation methods 410 ff.
 —, firing 401 ff.
 —, friction horsepower 390
 —, gases, conversion table 350
 —, gas temperature in the burning zone 396
 —, graphit (block) air seal 396 f.
 —, heat requirement for clinker burning (theoretical) 452 ff.
 —, hot kiln end 395
 —, infiltration of the ambient air 395
 —, input calculation 389 ff.
 —, linear expansion 393
 —, lining, examples 571
 —, longitudinal bonding 569
 — with the help of screw jacks 569
 —, load horsepower 390
 —, material passage 388 f.
 —, stowage 383
 —, multi diameter kilns 390
 —, nose ring, air volume required for cooling 398
 —, operational time 360
 —, refractory lining installing 568 ff.
 —, residence times of the material 389
 —, revolution 387 f.
 —, diagram 387
 —, per minute and kiln diameter 388
 —, riding rings, arrangement 394
 —, relative motion 399 f.
 —, ring bonded construction 569
 —, self-adjusting supporting rollers 400 f.
 —, shell, burning zone cooling 437
 —, cooling 436 ff.
 —, cracks 399
 —, stability 561
 —, water cooling 399
 —, skin temperature 394
 —, slope 384 ff.
 —, comparison 387
 —, designations 386 f.
 —, in percent 386
 —, vers. kiln load 385
 —, thermal expansion 393 f.
 —, types 383 ff.
 —, volume of per HP power input 391
 —, ratio to the power requirement 391
 —, zone 394 f.
 —, enlargement 383
 RSP (Reinforced Suspension Preheater)-process 482 f.
 Ruhland, W. 405
 SAE-Standards (Society of Automotive Engineers) 143
 Safety toggle plates 50
 Satellite carrier 156
 Satellite cooler, access tunnel to the burner platform 525
 —, additional roller assembly 525
 —, clinker exit temperatures 528
 —, inflow funnels 526
 —, motion 524
 —, quality 528
 —, conventional design 524
 —, drive and power requirement 530 f.
 —, dust collector 528
 —, heat balance 529
 —, inlet elbows 532
 —, KHD Humboldt-Wedag 532 f.
 —, lifters in 527
 —, new design 525 ff.
 —, noise pollution restrictions 531
 —, original design 523 f.
 —, reference numbers and heat balances 529
 —, rotary kiln diameter and 527
 —, silencers 531
 —, thermal overstrain 530
 —, volume and kiln capacity 526
 —, water cooling 531
 Saybolt-Furol 364
 — seconds 362
 — Universal 364
 Scherer, W. 124
 Scheucher, F. J. 177
 Schroebl, W. 150
 SCS (Sumitomo Cross Suspension Preheater and Spouted Furnace)-process 514 f.
 Sectional lifters 88 f.
 Separator, carrying capacity of air 296
 — efficiency 295

- res 294
- gravity-type 98
- main fan 262
- quantity of classifying air 295 f.
- separating zone, cross-sectional area 296
- with external blower 276 ff.
- construction sizes and capacities 278
- Sepax® air separator (FLS) 286 ff.
- cutaway view of the separation section 288
- simplified cross-section 287
- Seyboth grate for boiler firing 534
- SF-precalciner, flow pattern 478
 - with bypass 479 f.
 - with coal firing 479
- precalcining system, heat balance 477
- preheater process, flow chart 476
- temperature distribution in Flash-Furnace calciner 477
 - process 474
 - specific kiln capacity 474 ff.
 - suspension preheater (IHI) 473 f.
 - unit, data 476
- Shaft (clinker) cooler 550 ff.
 - thermal efficiency 551
- Shearing-stream homogenizing silo 330
 - process 329 f.
- Shell-test apparatus 561
- Short rotary kiln 419 ff.
- Sickle damper 247
- Sidescraper 310
- Silica ratio 13
- Silicic acid ratio 14
- Silo construction cost analysis 339
 - flat bottom 321
 - size for large capacities 321
 - unit, investment costs 339
 - utilization 337
 - volume for slurry storage 412
- Single-toggle crusher 48
- Sinking velocity 328
- Size reduction, coarse 39–83
 - energy 74
 - fine 43
 - machinery and methods; systematic survey 39 f.
 - technique 39
 - work 117
- SKET/ZAB (VEB Cement Machinery Manufacturers) 96, 185, 228, 276 ff., 325 f., 428, 466 f., 540
- Slegten, J. 131
- Slide ring 172
 - shoe bearing 94, 171 ff.
 - for a tube mill 173
 - hydrodynamic 172
 - mill 171 ff.
- Slurry dewatering 421 ff.
 - chemical 421 ff.
 - mechanical 423 ff.
- dryers 429
- nozzle 298
- preheater 427 f.
- FLS 428
- schematic 427
- with six heat exchange compartments 428
- thinners 190, 421 ff.
- Smidth, F. L. Co. A/S 81 f., 107 ff., 158 f., 169 ff., 185, 199 ff., 223 ff., 286 ff., 308, 312, 316, 326 ff., 359 ff., 400 f., 422, 427 f., 449, 486 ff., 490 ff., 494, 523 ff., 526 ff., 531, 545 ff., 589
- Solid fuels 345 ff.
- Sonic cleaning 588
- South African Chamber of Mines 252
- Southard viscosimeter 422
- Southern Natural Gas Co. 379
- Soviet Machinery Works UZTM 171
- Soviet Research Institute Giprocement 429
- Spalling 563
 - effect 564
- Specific surface acc. to Blaine 133
 - acc. to Wagner 133
 - and particle size 133
 - Blaine vers. Wagner 188
 - of cement 187 ff.
- Spiral flights 89
- Spray tower 601
- Standard cements, particle size distribution 244
 - lime 16
- "Standards of Performance for New Stationary Sources" 578
- Starke-formula 130 f.
- Start-up lubrication 170
- Static electricity 191
- Stationary revolving belt and scraper 307
- Steel cell clinker conveyor 553
- Steiner 123
- Stiernin 122
- Stockpiles, circular or round 304
 - line-type (Windrow-method) 305 f.
 - longitudinal 304
 - reclaiming 309 ff.
 - roof-type (Chevron-method) 304 f.
- Stockpiling, alternate 306
 - areal 306
 - axial 306
 - continuous 306
 - longitudinal with belt conveyor and tripper 302
 - methods 306
 - with boom stacker 305
- Stokes law 189
- Storage silo in piggy back construction 325
- Strassen, H. zur 453
- Strength, cold crushing 561
 - mechanical 561
- Subsequent grinding 102
- Suction-heaters 369
- Suhrmann, W. 147
- Sulfite liquor 422
- Sulfur 6 f.
 - content in fuel oil 7
 - total content 6
- Sumitomo Cement Co., Ltd. 514
- Superelevated ribs 45
- Surface energy 191
- Suspension preheater, dual current "DOPOL" 462 ff.
 - kiln, one-stage 434
 - power requirement 393
 - temperature curve of a two-stage — 461
 - with precalciner 473 ff.
- Swiss Cement Manufacturers Association 581
- Symetro gear 158 f.
 - efficiency 159
- Taggart 122
- Taggart's formula 119
- Tanaka, T. 265 f.
- Tandem drying-grinding plant 94, 105 ff.
- "Technical Instruction Regulating Clean Air — TI-Air" 580
- Thermal conductivity 565 f.
 - energy, sufficient 356
 - expansion, linear 563
 - or stability of volume 563 f.
- Thermochemical reactions and gas volumes 349
- Thinning agent 422
- Tirax-mill (FLS) 175
- Titan-crusher 67, 71
- Tovarov-formula 134, 136
- Tracer-experiments 389
- Trajectory movement 121
 - of grinding balls 175
- Trapezoidal bars 67
- Travelling velocity 597
- Tricalcium aluminate 10
- Triethanolamine 223
- Triple planetary gear system 152
- Tri-Tip nozzle for higher fuel oil throughput 407
- Tromp curves 285
- Tube mill, bearing cooling 174
 - diameter and power requirement per foot of mill length 210
 - and the required mill drive HP 209 f.
 - dimensions 216
 - heat generation 195
 - investment cost 210 ff.
 - $\frac{L}{D}$ -ratio and power demand 209
 - loss by radiation through mill shell 196
 - one-compartment — 106
 - retention time 185
 - sound 185
 - starting of a new installed 185
- Tungsten carbide balls 249
- Turbidimeter acc. to Wagner 189
- Turbidity 188
- Turbo-Separator "Turbopol" 273 f., 279
 - with two-point support 272
- Two-channel burner (Pillard) 408
- UBE Cement Company 501
- Ultrasonic burner 408 f.
- Unax cooler (FLS) 449, 523, 527, 548 f.
 - satellite cooler (FLS), heat balance diagram 530
- Underwater electrodes 253
 - lightning 254
- Unproductive hammering 176
- U.S. Bureau of Mines, formula 92, 388
- UZTM (Ural Machinery Plant) 54, 63, 171
- UZTM-mill (USSR) 181
- Vaillant, A. 391
- Vanafag 368
- Vertical turbulence 323
- Vescolin 368

Subject Index

- Viscosity 362 ff.
- units, comparison 363
- VOEST-Alpine Corp. 177 ff., 335, 506 ff.
- VOEST-Alpine International Co. 179
- Vogel-Jørgensen, M. 444
- Volatile matter 346 f.
- Volatilization-factors 458
- VSR Engineering, Ltd. 515 ff.
- Wagner and Blaine, specific surface 188
- Wagner Surface Area 133
- Walberg, H. S. 376
- Walther-Beratherm Company 550
- Washed-out grooves 177
- Water-cooling of the mill shell 197
- injection into the mill 197 ff.
- spray arrangement 440
- Wear of grinding media 103
- zones 181
- Weber, P. 457
- Weibull, Nils, Co. 558
- Wet grinding in closed circuit 297 — 302
- — mill with classifying liners (FLS) 176
- Wet process calcinators, sizes 431
- — cement plants 413
- —, heat consumption figure for the 412
- — rotary kilns, external heat exchangers 430 ff.
- — —, internal installations 427 f.
- — —, long 416 ff.
- — — —, power input 418
- — — —, sizes and capacities 417
- — — —, (USSR) data 418
- — — —, vers. dry process 411
- Wheel arrangement with ball bearings 554
- Windrow-method 305, 307
- — stacking, roof covered 313
- Work index 126
- Zeisel, H. G. 260
- 30 or 32 micron sieve, residue 280